

2ej
68



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

DESARROLLO DEL PROCESO DE OBTENCION
DE ARENA SILICA
PARA LA FABRICACION DE VIDRIO

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A:
DANIEL REYES CLOT

México, D. F.

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

C O N T E N I D O

INTRODUCCION

1. GENERALIDADES

1.1. Formas cristalinas.	2
1.2. Propiedades	11
1.3. Mineralogfa y origen.-.....	13
1.4. Usos	18

2. NORMAS Y ESPECIFICACIONES

2.1. Normas oficiales	25
2.2. Especificaciones de productores.....	28
2.3. Arena sílica a obtener.....	33

3. EXPLOTACION DE YACIMIENTOS EN MEXICO

3.1. Requisitos y viabilidad	35
3.2. Localización de yacimientos.	36
3.3. Zona del istmo.....	37
3.4. Producción y consumo	39

4. PARTE EXPERIMENTAL

CARACTERIZACION DE LA ARENA SILICA.

4.1. Métodos analfticos empleados.	45
4.2. Análisis de la mena.	66
4.3. Pruebas de atricionamiento.....	67
4.4. Cálculo de los cortes industriales.....	74
4.5. Eliminación del hierro por separación magnética...	83
4.6. Eliminación del hierro por flotación.....	87
4.7. Arena sílica grado "flint"	91
4.8. Pruebas de decantación.....	93
4.9. Pruebas de filtración.....	98

5.	DESARROLLO DEL PROCESO	
5.1.	Selección del proceso.....	100
5.2.	Selección del equipo	105
6.	DESCRIPCION DEL PROCESO	
6.1.	Diagrama de flujo.....	124
6.2.	Balance de materia.....	126
6.2.	Consumo de reactivos.....	133
6.4.	Descripción detallada	145
7.	CALCULO DE EQUIPO	
7.1.	Cribado a 6 mm.....	148
7.2.	Atricionamiento.....	149
7.3.	Clasificación a 630 μ m.....	151
7.4.	Clasificación a 100 μ m.....	168
7.5.	Flotación	179
7.6.	Filtración.....	186
7.7.	Secado.....	209
7.8.	Decantación.....	245
8.	RESUMEN	252
9.	CONCLUSIONES	255
	BIBLIOGRAFIA	257

INTRODUCCION

En la región del Istmo del estado de Veracruz existe una zona en donde se encuentran grandes yacimientos de arena sílica. Sin embargo a este mineral se le da muy poco beneficio por lo que generalmente no puede utilizarse como materia prima para la industria vidriera, la cual exige especificaciones de calidad determinadas. Esta industria es la mayor consumidora de arena sílica y requiere cada día mayores cantidades de esta materia prima.

La finalidad de este trabajo es estudiar las características de la arena sílica de esa región y poder determinar a partir de éstas, cual es el proceso más adecuado para beneficiarla y poderla utilizar en la fabricación tanto de vidrio ámbar como de vidrio claro. El desarrollo del proceso consistirá en determinar el proceso de beneficio más adecuado, seleccionar el equipo más conveniente y dimensionarlo.

CAPITULO 1

GENERALIDADES

1.1. FORMAS CRISTALINAS.

El silicio es uno de los elementos más abundantes de la corteza terrestre y se encuentra generalmente asociado con el oxígeno, formando el dióxido de silicio, SiO_2 , comúnmente llamado sílice.

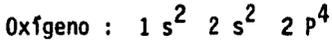
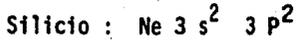
Este compuesto binario es el principal constituyente de la arena sílica (se encuentra en una proporción de 96 a 99 %) y puede presentarse bajo diversas formas cristalinas.

Los sólidos cristalinos están compuestos de arreglos regulares de átomos llamados celdas unitarias, las cuales se repiten de manera sistemática formando una red tri-dimensional.

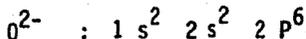
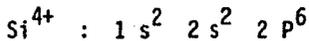
En el caso del dióxido de silicio estas celdas unitarias están formadas por un átomo de silicio rodeado por cuatro átomos de oxígeno que forman un tetraedro (Fig. 1.1.)

El silicio tiene una electronegatividad de Pauling de 1.8 mientras que el oxígeno tiene un valor de 3.5; éste último elemento ejercerá entonces una mayor atracción sobre los electrones que forman el enlace Si-O por lo que se puede considerar a esta unión como electrovalente.

La distribución de los electrones para los dos elementos que forman la sílice es la siguiente :



Esta distribución nos ayuda a entender porque la estructura de la sílice forma tetraedros : según la regla del octeto cada átomo de oxígeno necesita - ganar dos electrones para adquirir la configuración de un gas noble; esto se realiza por la atracción de un electrón de cada uno de los 2 átomos de silicio que comparten este oxígeno en la unión Si-O-Si (cada oxígeno forma el vértice de dos tetraedros vecinos). Por consiguiente, cada oxígeno atrae un electrón del átomo de silicio que se encuentra en el centro del tetraedro para obtener las siguientes configuraciones electrónicas :



La unión Si-O tiene entonces suficiente carácter iónico como para permitir aplicar los conceptos básicos de los retículos cristalinos, por lo que se puede considerar a todas las formas de SiO_2 como compuestas por iones Si^{4+} y O^{2-} , formando un arreglo cerrado de esferas de radio fijo (en realidad se ha encontrado que la unión Si-O tiene un 50 % de carácter iónico y un 50 % de carácter covalente (37)). La relación de radios del silicio al oxígeno es de 0,28 Å, correspondiente a un supuesto número de coordinación de 4, lo cual concuerda con el valor observado para la mayoría de las formas cristalinas y amorfa de la sílice. Por consiguiente, cada ión Si^{4+} está rodeado por cuatro iones oxígeno. Si imaginamos que los centros de estos cuatro iones oxígeno están unidos por líneas rectas, la figura geométrica resultante es un tetraedro - - - (fig. 1.1.), según se mencionó anteriormente.

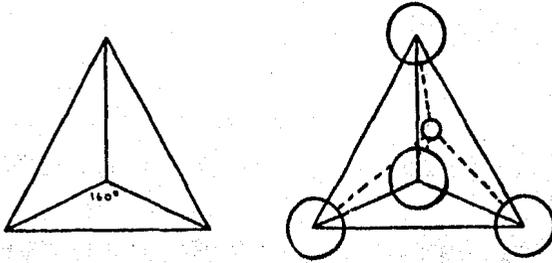


Fig. 1.1. Tetraedro formado por las uniones Si-O

El ión Si^{4+} se encuentra localizado en el centro geométrico del tetraedro. En la sílice, estos tetraedros están unidos vértice con vértice y lo que diferencia las varias formas cristalinas es la manera en la que estos están combinados.

Existen tres formas polimórficas principales de la sílice :

- a) el cuarzo
- b) la tridimita
- c) la cristobalita

Cada una de ellas tiene una forma estable a temperaturas bajas, denominada alfa (α) y otra estable a temperaturas altas, denominada beta (β).

1.1.1. Cuarzo.

La forma más común de este material, el α -cuarzo, es estable hasta - - 574°C, ocurriendo a partir de esa temperatura la transición a la forma beta. En ambas formas los enlaces Si-O-Si que unen tetraedros vecinos, en lugar de

formar una línea recta, crean unas cadenas de espirales (fig. 1.2.).

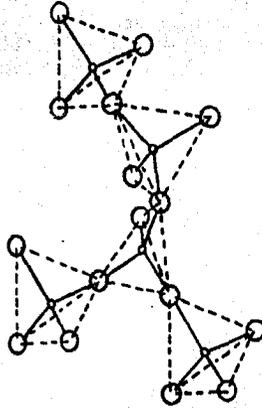


Fig. 1.2. Arreglo de los tetraedros de SiO_2 en el cuarzo (37)

Empezando por cualquier ión Si^{4+} , pasando de un átomo de silicio a uno de oxígeno alternativamente, las cadenas espirales (Si_3O_3) pueden trazarse - en toda la estructura, todas en la misma dirección; cada cuarto ión de silicio es una "réplica" del primero.

La estructura completa se construye con la unión de las cadenas espirales de un ión de silicio a otro.

Estas formas tienen isómeros ópticos (espirales a la derecha y a la izquierda); en las figuras mencionadas las distancias entre iones han sido exageradas para mayor claridad.

En el caso del α -cuarzo la estructura es más irregular pero presenta el mismo arreglo atómico que el β -cuarzo (fig. 1.3.).

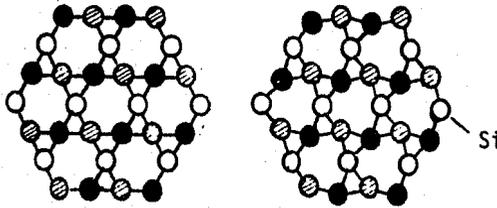
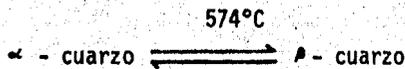


Fig. 1.3. Arreglo de los átomos de silicio en
a) el β -cuarzo, b) el α -cuarzo (37)

La única diferencia entre estas dos estructuras es un ligero cambio en el arreglo de los enlaces Si-O-Si por lo que la conversión de una a otra se realiza fácilmente, no implica ningún rompimiento de enlaces y es totalmente reversible:



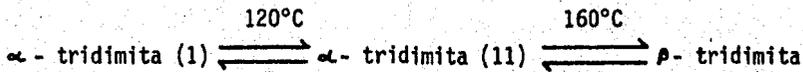
1.1.2. Tridimita

Se considera a la tridimita como la forma estable de la sílice de 870 a 1470°C a la presión atmosférica. Abajo de este rango de temperatura, se encuentra como una fase meta-estable.

Los tetraedros de sílice se encuentran unidos formando anillos, conteniendo cada uno seis iones oxígeno y seis iones silicio. Estos anillos se unen por puentes formados por iones oxígeno y constituyen planos paralelos en toda la estructura.

Su ocurrencia en la naturaleza se limita a algunas rocas volcánicas.

Se ha encontrado también inversiones en este mineral, llegándose a presentar tres variedades distintas :



1.1.3. Cristobalita

La cristobalita es la forma cristalina de la sílice estable a alta temperatura (1470 a 1710 °C). Al igual que la tridimita, los tetraedros forman anillos que contienen cada uno seis iones oxígeno y seis iones silicio. Sin embargo, los anillos se encuentran más distorsionados debido al diferente arreglo de los oxígenos en las dos estructuras (fig. 1.4.)

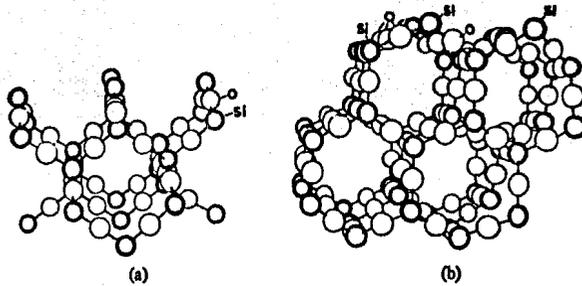
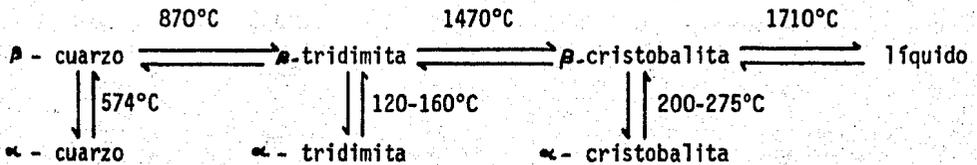


Fig. 1.4. Estructuras de a) la tridimita, b) la cristobalita (37).

Las diversas formas polimórficas de la sílice y las temperaturas de interconversión a presión atmosférica se pueden resumir en la siguiente serie de reacciones (26) :



La interconversión de cuarzo, tridimita y cristobalita requiere la ruptura de enlaces y la formación de otros, por lo tanto las energías de activación de estos procesos son elevadas y las reacciones se producen muy lentamente.

Por esta razón se pueden encontrar las tres formas en la naturaleza, pero sólo una, el α -cuarzo, es termodinámicamente estable a temperatura ambiente y es la variedad que se encuentra ordinariamente en la sílice mineral.

En la fig. 1.5 se muestra el diagrama de las fases para la sílice (el eje vertical no está trazado a escala).

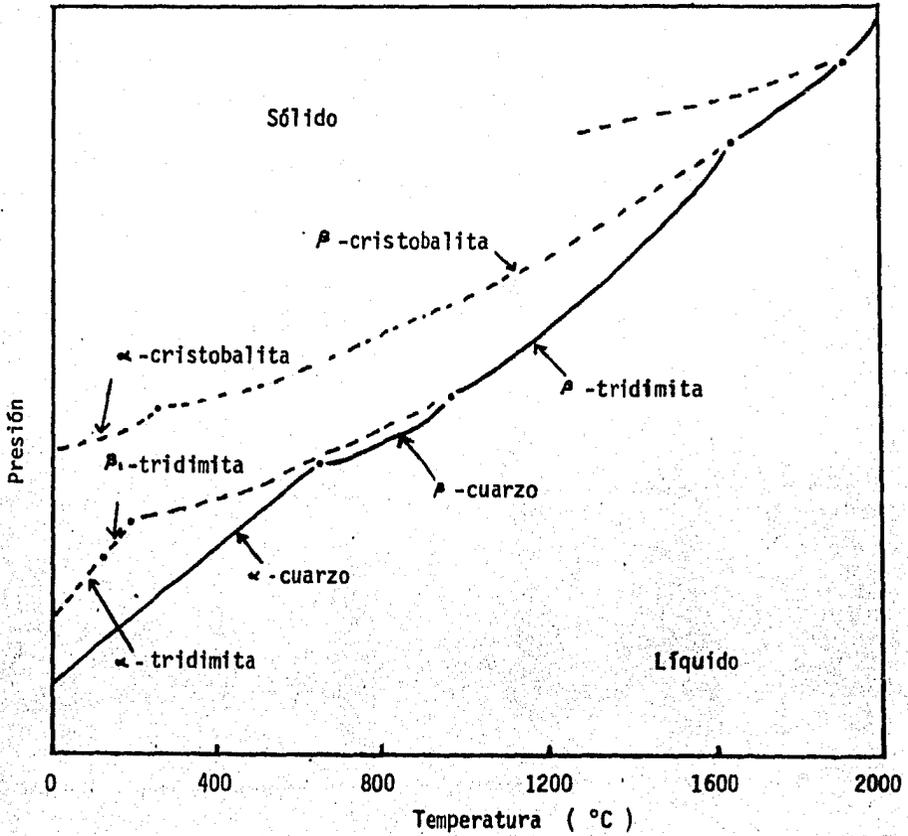


Fig. 1.5. Diagrama de las fases para la sílice.

1.1.4. Formas de Alta Presión.

Otras tres formas de la sílice han sido descubiertas recientemente :

- la coesita
- la keatita
- la estishovita

La primera esta constituida por sílice de alto peso específico (3.01) y ha sido obtenida calentando una mezcla de metasilicato de sodio y bifosfato diamónico a 500 - 800 °C y 14,800 - 34,540 atm. También se puede preparar por oxidación del silicio con carbonato de plata a alta presión. La estructura es monoclinica y es metaestable a presión atmosférica. Su densidad puede variar de 2.93 a 3.01 g/cm³ y es insoluble en ácido fluorhídrico concentrado.

En la naturaleza sólo se ha encontrado coesita en el cráter "meteor" en Arizona, donde seguramente se formó por acción de la temperatura y presión que acompañan al impacto de un meteorito.

La keatita ha sido obtenida cristalizando sílice amorfa por vía hidrotérmica a 380 - 585°C y 345 - 1180 atm. Su estructura es tetragonal, tiene un coeficiente de dilatación volumétrica negativo de 20 a 550 °C ; calentándola por tres horas a 1620°C, se transforma completamente en cristobalita.

La última variedad, la estishovita, se obtiene calentando sílice a presiones exageradamente grandes (120,000 atm) y a 1200 - 1400°C. A diferencia de las otras formas, su estructura es como la del rutilo (TiO₂), en la cual el silicio esta hexacoordinado con el oxígeno; esto explica porque la estishovita

es aún más inerte que la coesita.

1.1.5. Otras Formas de la Síllice.

Gel de sílice.

Cuando se acidifican soluciones de silicato de sodio, se precipita la sílice como una masa gelatinosa, la cual puede ser filtrada y secada; esta masa resultante, llamada "sílica-gel", consiste en dióxido de silicio en forma amorfa. Esta estructura es altamente porosa y tiene por lo tanto una gran superficie interna, lo que le confiere excelentes propiedades absorbentes.

Sílice vítrea.

Es esencialmente un líquido subenfriado formado por la fusión y el subsecuente enfriamiento de sílice cristalina. Se encuentra en la naturaleza en las fulguritas, cuerpos fundidos resultantes de la fusión de arena por un relámpago.

La estructura de la sílice vítrea consiste en cadenas orientadas al azar, de láminas y de redes tridimensionales de grupos SiO_4 .

1.2. PROPIEDADES.

Las propiedades que a continuación se indican, se refieren a la variedad estable a temperatura ordinaria, el α - cuarzo.

1.2.1. Propiedades Físicas.

peso específico	: 2.65
punto de fusión	: 1430 °C
punto de ebullición	: 2230 °C
dureza	: 7 (escala de mohs)
coeficiente de dilatación cúbica	: 0.3840×10^{-4}
calor específico	: $0.17 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}}$ (0°C), $0.20 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}}$ (350°C)
índice de refracción del cristal	: 1.5442
forma cristalina	: hexagonal
constantes reticulares	: a = 4.90 ; c = 5.39
crucero	: no presenta
fractura	: desigual
raspadura	: blanca

1.2.2. Propiedades Químicas.

La sílice es atacada por el ácido fluorhídrico, formando un compuesto - volátil, el tetrafluoruro de silicio :

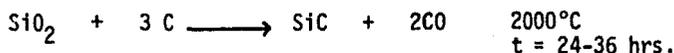


También puede ser atacada por fusión con sosa o con carbonato de sodio.

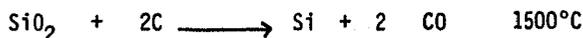
Aunque no puede formar por reacción con agua al ácido silícico debido a que es prácticamente insoluble en ésta, se considera a la sílice como un óxido moderadamente ácido por su reacción con bases y carbonatos alcalinos (22).

Es ligeramente soluble en agua a temperaturas superiores a 150°C, aumentando dicha solubilidad en proporción directa con la temperatura.

Calentando el SiO₂ con carbono, se forma el carburo de silicio, según la reacción :



Por reducción con coque en un horno eléctrico, se obtiene el silicio - - puro :



A partir de éste se pueden obtener los haluros como SiCl₄, SiF₄, - - SiBr₄, SiI₄ y los silanos (hidrocarburos de silicio).

1.3. MINERALOGIA Y ORIGEN.

La arena se define como un material granular fino cuyo tamaño de grano - varía desde 0.05 hasta 2 mm y su formación se debe a la desintegración de rocas.

La roca desintegrada es transportada por corrientes de agua, motivo por el cual la arena se encuentra en áreas extensas a lo largo de ríos o de las - costas. Muchos depósitos han sido formados por el transporte de arena con -- agua, durante la fusión de los glaciares formados en la era pleistocénica..

El origen de la arena se puede conocer fácilmente examinando la forma de los granos.

Existen tres tipos de granos :

- redondeados
- subangulares
- angulares

La base para identificar el origen de las arenas es reconociendo la forma de grano que predomine.

En general se encuentran los granos redondeados en las mallas 6 a 40, los subangulares de la malla 50 a la 140 y los angulares en mallas más finas.

Las arenas redondeadas están localizadas principalmente en las orillas de las playas y en lugares donde sea predominante la erosión causando de este modo la eliminación de toda zona angular que el grano pudiera presentar, debido al continuo movimiento de las olas, o bien al traslado de los granos por el viento.

Las arenas subangulares presentan ángulos muy abiertos debido también al efecto de la erosión, la cual es de menor intensidad que en el caso anterior. En general estas arenas se localizan en playas de poca profundidad.

Las arenas angulares, como su nombre lo indica, mantienen todos sus ángulos; se localizan principalmente en las profundidades de los lagos estables o en valles antiguamente inundados.

Los depósitos de arena sílica presentan varios grados de pureza. Las impurezas más comunes son : calcita, feldespato, óxidos de hierro, óxido de aluminio, carbonatos y magnesio.

Existen también depósitos de cuarzo muy puros originados por el hecho de que las corrientes de agua causan un asentamiento selectivo de los diferentes materiales. Algunos de los depósitos más comunes que se encuentran en México son :

Depósitos aluviales.

Este tipo de depósitos están formados por los acarrees de las corrientes de agua. La arena acarreada proviene en general de la descomposición de rocas ígneas. Su importancia es muy grande debido principalmente a que los granos de sílice se encuentran totalmente liberados y las impurezas que suelen acompañarlos son de fácil eliminación excepto aquellos depósitos cuyo grano se encuentra manchado por alguna película de óxido de fierro, que aunque es posible eliminarla, resulta muy caro el proceso.

Entre las impurezas presentes más comunes se encuentran los siguientes minerales : magnetita, hematita, ilmenita, biotita, moscovita y rutilo.

En general son depósitos de gran extensión, pero de poca profundidad. Un yacimiento de este tipo, tiene la gran ventaja de que su extracción es bastante sencilla y además la recuperación de la sílice suele andar alrededor del 50 - 60 %. El grano es por lo general de tamaño chico debido a la erosión del acarreo del agua, por lo que no se requiere mollienda.

Tobas.

En este tipo de formaciones se suele beneficiar tanto la sílice como el feldespato también presente, ya que es otra materia para la fabricación de vidrio.

Las impurezas más comunes que acompañan a estos bancos de arena son los óxidos de titanio como el rutilo y la ilmenita.

En cuestión de tamaño, las tobas o cenizas volcánicas pueden adquirir - dimensiones insospechadas y son menas muy importantes en la explotación de - arenas.

El inconveniente más grande de este tipo de formaciones es que suelen estar cubiertas de material rocoso que dificulta su extracción.

La recuperación de arena procesada varía de 15 a 50 %.

Estos yacimientos son por lo general de muy buena calidad en cuanto a - Fe_2O_3 se refiere, debido a que las impurezas ferrosas que le acompañan siempre están perfectamente liberadas y es posible obtener calidades de hasta 0.010% de Fe_2O_3 .

Areniscas.

Son masas rocosas, formadas por la consolidación de capas de arena y su mineral principal es el cuarzo.

Los granos de cuarzo se encuentran generalmente gastados y redondeados por la acción del agua o del viento; se encuentran cementados en arcilla o un carbonato como la calcita u óxidos de fierro como la limonita o sílice - muy fina.

Las areniscas, desde el punto de vista de su beneficio, requieren de - una muy fuerte atrición para lograr la separación del cementante, pero raras

veces necesitan de molienda.

Es muy común encontrar este material con el grano manchado con óxidos de fierro y en muchos casos esto hace subir notoriamente el % de Fe_2O_3 , habiendo necesidad de emplear el tratamiento de blanqueo con ácido para eliminar esta impureza.

La calidad de la arena beneficiada suele ser aceptable para la fabricación de vidrio ámbar pero no para la fabricación de vidrio claro ; sin embargo, se pueden obtener recuperaciones mayores a 60 %.

Pegmatitas.

Estas rocas son masas ígneas de grano muy grueso de sílice, algo de feldespato y un poco de mica.

Requieren de trituración y molienda, además de la separación de la sílice y el feldespato, lo que hace que su beneficio sea caro.

Cuando el yacimiento es grande y se puede explotar a cielo abierto, su extracción no resulta dificultosa. Obteniéndose como subproducto el feldespato se pueden lograr rendimientos muy buenos y calidades adecuadas.

Cuarcitas.

La cuarcita es una arenisca metamorfizada. Es una roca muy dura, formada esencialmente por cuarzo, como su nombre lo indica.

Los granos de cuarzo se encuentran fuertemente cementados en arcilla.

Además de trituración y molienda su beneficio requiere una buena atrición y lavado para eliminar el cementante que normalmente es arcilla y los finos formados durante la molienda, debido a que en este tipo de roca cuando se le fractura, se rompe también el grano. Las recuperaciones son en general muy altas, pero frecuentemente es difícil eliminar el Al_2O_3 asociado al cementante y éste se encuentra todavía junto con el cuarzo debido a que es muy difícil liberar totalmente el grano de cuarzo de un cementante tan consolidado como el que tienen estas rocas.

Cristal de roca.

Es un mineral muy duro y requiere de una trituración y molienda muy energéticas. Si el cristal se encuentra libre de hierro, pueden obtenerse recuperaciones muy elevadas. El problema radica generalmente en encontrar yacimientos lo suficientemente grandes para que justifiquen su explotación a gran escala. Se puede considerar como la materia prima más pura en SiO_2 para la industria del vidrio, pero su extracción resulta muy costosa debido principalmente a la dureza de la roca.

1.4. USOS.

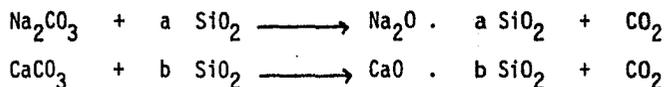
1.4.1. Industria Vidriera.

La manufactura del vidrio se divide generalmente en tres grandes clases :

- 1) vidrio para recipientes (botellas, frascos, etc.)
- 2) vidrio prensado y soplado (cristalería, vidrio para focos, fibra de vidrio, etc.)
- 3) vidrio plano (vidrio para la construcción y para automóviles)

El mayor uso que se le dá al vidrio es la fabricación de recipientes pues constituye aproximadamente el 46 % del valor total de las ventas, el resto se halla repartido equitativamente entre las otras dos categorías.

El vidrio común es una mezcla de silicatos de sodio y de calcio, se obtiene mediante la fusión de los dos carbonatos con arena sílica, a una temperatura de aproximadamente 1500°C, según las siguientes reacciones :



Las principales materias primas empleadas para su fabricación son, en - - orden de importancia (entre paréntesis se indica el óxido o el elemento predominante) (21) :

- 1 - Arena sílica (SiO_2)
- 2 - Caliza (CaO)
- 3 - Carbonato de sodio (Na_2O)
- 4 - Dolomita ($\text{CaO} + \text{MgO}$)
- 5 - Feldespato ($\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Na}_2\text{O}$)
- 6 - Sulfato de calcio (SO_3)
- 7 - Borax (B_2O_3)
- 8 - Fluorita (F_2)
- 9 - Arsénico (As_2O_3)
- 10 - Selenio (Se)

Otra materia prima importante es la pedacería de vidrio la cual actúa como fundente y proviene del desperdicio por estrellado, rayado o defectos del - producto durante el proceso de fabricación.

La sílice (SiO_2) es el óxido formador del vidrio (vitrificante), la oxilíta (Na_2O) es el agente fundente y la cal (CaO) es el agente estabilizante que le proporciona durabilidad química.

Los demás óxidos que se añaden al vidrio se utilizan para impartirle propiedades especiales según el producto deseado, por ejemplo : el Al_2O_3 y el B_2O_3 le dan más durabilidad y los óxidos de cromo y de hierro le dan color.

La arena sílica con bajo contenido de hierro (0.025 - 0.06 %) se utiliza para la fabricación de vidrio claro mientras que la que contiene una mayor cantidad de óxido de hierro (0.20 % máximo), se utiliza para la fabricación de vidrio ámbar. La cantidad de óxido de cromo es también importante pues para el vidrio claro, llamado también vidrio tipo "Flint", se tolera hasta 0.0003% máximo en la arena y para el vidrio ámbar se permite hasta 0.005%. Sin embargo, es más frecuente encontrar al Fe_2O_3 como impureza en la arena que al Cr_2O_3 .

La proporción de SiO_2 que contiene el vidrio puede variar desde 60 % hasta 96 %, situándose en promedio en 70 %.

La producción total en México de vidrio es aproximadamente de 1.11×10^6 Ton/Año, utilizándose para este propósito alrededor de 7.77×10^5 toneladas de arena sílica de diferentes calidades (31).

Del consumo total de sílice en México, un 77 % se destina a la industria vidriera, principal consumidora de arena sílica del país. Sin embargo, la arena producida en México tiene por lo general un alto contenido de hierro,

por lo que es necesario importar arena de mejor calidad para satisfacer la demanda.

1.4.2. Otras Industrias.

Los principales usos de la arena sílica en México se distribuyen de la siguiente manera (21) :

industria del vidrio	:	77 %
fundición	:	13 %
cemento de asbesto	:	2 %
químicos (silicatos)	:	3 %
cerámicas	:	3 %
otros	:	2 %

En la industria de la fundición la arena sílicea es usada como molde para vaciar metales fundidos. Su resistencia a las altas temperaturas a que es sometida, a la presión que ejerce el metal en estado líquido y su buena moldeabilidad para mantener la forma de las piezas coladas, son algunas de las razones por las que este material se utiliza tanto en la fundición.

Las arenas de grano fino generalmente son utilizadas para trabajos ornamentales y en piezas fundidas donde se requieran superficies con un buen acabado; son muy utilizadas en metales no ferrosos.

Las arenas de grano medio son utilizadas en la fabricación de tubos y accesorios, ruedas de ferrocarril, herramientas, etc.

Las arenas de grano grueso son utilizadas en la fabricación de moldes a presión en donde se vacían metales con alto punto de fusión. Tanto estas arenas como las de grano medio son muy utilizadas en aleaciones ferrosas.

Las especificaciones para este tipo de arena son menos rigurosas que para el vidrio, permitiéndose contenidos de Fe_2O_3 de hasta 0.50 % y contenidos de Al_2O_3 de hasta 2.00 %. Sin embargo, la granulometría requerida es muy similar a la de la arena para vidrio, encontrándose la mayoría de los granos en el intervalo 0.1 - 0.8 mm.

Un factor importante para este uso, que no se toma en cuenta en la fabricación de vidrio, es la forma del grano, prefiriéndose redondeada para darle a la arena las características de permeabilidad y densidad aparente deseadas para su uso como molde de fundición.

Otras aplicaciones directas de la arena sílica son :

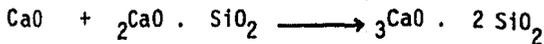
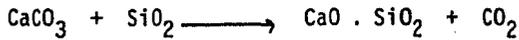
- como material para pulir metales con chorro de arena (sand-blast)
- como medio filtrante
- en cerámica
- en la fabricación de refractarios

En estos casos su composición química es menos importante y la granulometría es similar a la de la calidad para vidrio, pero menos estricta.

Otros usos importantes son :

- en la fabricación de cemento y concreto

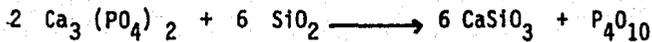
El cemento es esencialmente un silicato aluminico cálcico; como fuente de SiO_2 se utiliza arcilla caolínica y arena sílica, la cual mezclada a la caliza da silicato de calcio :



En la fabricación del concreto, se añade arena sílica de grano grueso al cemento.

- en la extracción del fósforo :

Se calienta una mezcla de roca fosfórica ($\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$), sílice y coque en un horno eléctrico a una temperatura de aproximadamente 500°C ; el pentóxido de fósforo, P_4O_{10} , por ser más volátil, es desplazado del fosfato de calcio por la sílice no volátil (22) :



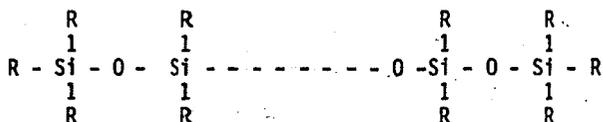
- en la obtención de dióxido de azufre a partir de anhídrita (CaSO_4) :



Es también la materia prima para la síntesis de todos los compuestos de silicio como :

- el carburo de silicio, abrasivo muy utilizado para pulir y lijar metales.

- los hidruros de silicio (silanos)
- los silicones, los cuales son polímeros de organosiloxano basados en una estructura consistente en átomos de oxígeno y silicio alternados :



Se utiliza como adhesivos, revestimientos protectores, aisladores eléctricos, estabilizantes de espumas de poliuretano, modificadores de resinas alquídicas, etc.

- Haluros de silicio.
- La sílica - gel y otros hidrogeles utilizados como agentes absorbentes, aglutinantes y reforzantes.
- Los silicatos utilizados como agentes reforzantes de hule, agentes igualadores de pinturas, etc.
- Los componentes piezoeléctricos (se requiere en este caso un cristal de cuarzo extremadamente puro).

CAPITULO 2

NORMAS Y ESPECIFICACIONES

Las normas y especificaciones que se presentan en este capítulo corresponden a la arena sílica para la fabricación de vidrio, calidad que es la más - - difícil de conseguir y que se tratará de lograr en el desarrollo del proceso - para su beneficio.

2.1. NORMAS OFICIALES.

Pese a que en general las especificaciones de la arena sílica se establecen por convenio entre el comprador y el vendedor, existen dos normas mexicanas para la calidad de esta materia prima.

La norma NOM C-330 - 1964 clasifica la arena sílica para vidrio en tres grados, según la utilización que se le vaya a dar :

- grado A_1 :

para la fabricación de envases finos, cristalería doméstica, cristal de plomo, elaboración de bombillas y tubos de vidrio para lámparas eléctricas, - etc.

- grado A_2 :

para la fabricación de envases de vidrio incoloro, vidrio plano, etc.

- grado A₃ :

para la fabricación de vidrio de color en general.

Para las tres calidades la granulometría requerida es :

P %	>	850 μm	(malla U.S. No. 20)	:	0 %
P %	>	425 μm	(malla U.S. No. 40)	:	20 % máx.
P %	>	150 μm	(malla U.S. No.100)	:	90 % mín.
P %	>	75 μm	(malla U.S. No.200)	:	100 %

La composición química requerida se muestra en la tabla 2.1.

Tipo de arena	% SiO ₂	% Al ₂ O ₃	% Fe ₂ O ₃	% CaO + % MgO
A ₁	99.0 mín.	0.3 \pm 0.10	0.03 máx.	0.20 \pm 0.10
A ₂	99.0 mín.	0.3 \pm 0.10	0.04 máx.	0.20 \pm 0.10
A ₃	98.3 \pm 0.3	1.0 \pm 0.10	0.30 máx.	0.30 \pm 0.10

Tabla 2.1. Norma NOM C - 330 - 1964

Tipo	Subtipo	% SiO ₂	% Fe ₂ O ₃	% Al ₂ O ₃	% CaO + % MgO	% TiO ₂	% Cr ₂ O ₃
I	A	99.80 ± 0.10	0.02 máx.	0.10 ± 0.05	0.15 máx	0.030 máx.	0.0002 máx.
	B		0.030 ± 0.01				
II	A	99.50 ± 0.15	0.020 ± 0.10	0.30 ± 0.15	0.15 máx.	-	0.002 máx.
	B		0.035 ± 0.01				
	C		0.045 ± 0.05				
	D		0.075 ± 0.025				
III	A	99.30 ± 0.3	0.020 ± 0.010	0.40 ± 0.20	0.20 máx.	-	0.002 máx.
	B		0.045 ± 0.015				
	C		0.060 ± 0.020				
	D		0.075 ± 0.025				

Tabla 2.2. Norma NOM P - 25 - 1974

Sin embargo, debido a la gran variedad de arenas silíceas que existen y a que los fabricantes de vidrio seguían utilizando sus propias especificaciones, la dirección general de normas estableció otra norma, tratando de cubrir todos los diferentes tipos.

Esta norma, la NOM P-25 - 1974 establece la composición química mostrada en la tabla 2.2.

2.2. ESPECIFICACIONES DE PRODUCTORES.

Debido a que los fabricantes de vidrio toman preferentemente como referencia de calidad los principales tipos de arena producida en el país e importada, se indican a continuación estas especificaciones (24); las más usuales son las siguientes :

- Arena Sílica de Jaltipan, Veracruz
- Arena Sílica de Lampazos, Nuevo León
- Arena Sílica de San José, Guanajuato
- Arena Sílica de Oklahoma, Estados Unidos

2.2.1. Arena Sílica de Jaltipan, Veracruz.

ANÁLISIS QUÍMICO / DESIGNACIÓN DE CALIDAD	M - 20 A	M - 20 B	M - 20 V P
Sílice (SiO_2)	99.5	99.5	99.5
Oxido de Hierro (Fe_2O_3)	0.035	0.075	0.060
Oxido de Aluminio (Al_2O_3)	0.30	0.30	0.30
Oxido de Potasio (K_2O)	trazas	trazas	trazas
Oxido de Sodio (Na_2O)	trazas	trazas	trazas
Oxido de Calcio (CaO)	0.03	0.03	0.03
Oxido de Magnesio (MgO)	0.01	0.01	0.01
Oxido de Titanio (TiO_2)	trazas	trazas	trazas
Oxido de Cromo (Cr_2O_3)	trazas	trazas	trazas

2.2.2. Arena Sílica de Lampazos, Nuevo León.

ANÁLISIS QUÍMICO	DESIGNACIÓN DE CALIDAD	M - 40 B	M - 60 V P
Sílice	(SiO ₂)	98.0	98.60
Oxido de Hierro	(Fe ₂ O ₃)	0.14	0.055
Oxido de Aluminio	(Al ₂ O ₃)	1.10	0.75
Oxido de Potasio	(K ₂ O)	0.30	0.30
Oxido de Sodio	(Na ₂ O)	0.15	0.15
Oxido de Calcio	(CaO)	0.08	0.04
Oxido de Magnesio	(MgO)	0.06	0.05
Oxido de Titanio	(TiO ₂)	0.06	0.04
Oxido de Cromo	(Cr ₂ O ₃)	trazas	trazas

2.2.3. Arena Sílica de San José, Guanajuato.

ANÁLISIS QUÍMICO \ DESIGNACION DE CALIDAD	M - 20 A	M - 200	M - 325
Sílice (SiO ₂)	99.30	99.0	98.7
Óxido de Hierro (Fe ₂ O ₃)	0.025	0.04	0.04
Óxido de Aluminio (Al ₂ O ₃)	0.30	0.60	1.00
Óxido de Potasio (K ₂ O)	0.20	0.20	0.20
Óxido de Sodio (Na ₂ O)	0.03	0.04	0.06
Óxido de Calcio (CaO)	0.03	0.03	0.03
Óxido de Magnesio (MgO)	0.01	0.01	0.01
Óxido de Titanio (TiO ₂)	0.01	0.01	0.01
Óxido de Cromo (Cr ₂ O ₃)	trazas	trazas	trazas

2.2.4. Arena Sílica de Oklahoma, Estados Unidos.

C o m p u e s t o		%
Sílice	(SiO ₂)	99.50
Oxido de Hierro	(Fe ₂ O ₃)	0.020
Oxido de Aluminio	(Al ₂ O ₃)	0.30
Oxido de Potasio Oxido de Sodio	(K ₂ O + Na ₂ O)	0.11
Oxido de Calcio	(CaO)	0.04
Oxido de Magnesio	(MgO)	0.02
Oxido de Titanio	(TiO ₂)	0.01
Oxido de Cromo	(Cr ₂ O ₃)	trazas

2.3. ARENA SILICA A OBTENER.

Como se ve en las especificaciones anteriores, una buena arena sílica no debe tener granos gruesos ni tampoco una gran cantidad de partículas finas; - esto se debe a que los granos gruesos ($> 1 \text{ mm}$) no logran fundirse y los granos demasiado finos ocasionan efectos indeseados pues al ser introducidos en un baño fundido de vidrio se produce una reacción inmediata con un choque - térmico y además, se pierde mucho material en el tiro natural del horno.

Las especificaciones requeridas para la arena sílica estudiada son las establecidas por "Vidriera Oriental, S.A.", industria a la cual será destinada esta materia prima.

La granulometría que se buscará obtener en el producto final deberá - - cumplir con la siguiente especificación :

P %	>	1.00 mm	:	0 %
P %	>	630 μm	:	5 % máx.
P %	<	100 μm	:	5 % máx.

La arena deberá entonces tener la mayoría de sus granos en el rango - - 100 - 630 μm .

La composición química de la arena será la siguiente :

SiO_2	:	99.5 % min.
Fe_2O_3	:	0.06 % máx.

Al_2O_3	:	0.30 % máx.
TiO_2	:	0.035 % máx
CaO - MgO	:	0.03 % aprox.

Esta arena se utilizará para la fabricación de vidrio claro (calidad - - "Flint") para envases.

Para la fabricación de vidrio para envases ámbar, la especificación que se pretende alcanzar es la misma, excepto :

SiO_2	:	99.3 % min.
Fe_2O_3	:	0.20 % máx.

La máxima humedad permitida deberá ser de 0.1 % como límite.

C A P I T U L O 3

EXPLOTACION DE YACIMIENTOS EN MEXICO

3.1. REQUISITOS Y VIABILIDAD

A pesar de que el dióxido de silicio constituye el 59 % de la corteza terrestre y se encuentra en su estado libre en una proporción de aproximadamente 10 %, no es tarea fácil encontrar un yacimiento que reúna todos los requisitos indispensables para su explotación.

Entre las condiciones más importantes que debe reunir un yacimiento para ser explotable se encuentran las siguientes :

- 1 - Reservas suficientes que justifiquen la instalación de una planta beneficiadora.
- 2 - Que el depósito pueda explotarse a cielo abierto y no requiera remover grandes masas de material para descubrir la capa arenosa.
- 3 - Que sea de alto rendimiento.
- 4 - Que las impurezas que acompañan a las arenas puedan eliminarse por métodos conocidos y económicos.
- 5 - Que su localización esté lo más cerca posible de los centros de consumo.

En México, la gran mayoría de la arena producida es simplemente lavada - sin ningún proceso de beneficio, por lo que contiene todavía una gran cantidad de óxido de hierro; esta situación ha originado que cerca del 25 % de la arena necesaria para la fabricación de vidrio claro sea importada, principalmente de Oklahoma, Estados Unidos.

3.2. LOCALIZACION DE YACIMIENTOS.

Los principales estados de la República Mexicana con yacimientos areniferos son los siguientes :

- Baja California Sur
- Coahuila
- Durango
- Guanajuato
- Hidalgo
- Michoacán
- Nuevo León
- Oaxaca
- San Luis Potosí
- Sonora
- Veracruz
- Zacatecas

En la mayoría de los yacimientos la arena se encuentra con un alto grado de impurezas de óxido de hierro y ésta es lavada en pequeñas plantas para ser

utilizada principalmente en la industria de la construcción y de la fundición. Sin embargo, existen grandes yacimientos en donde su explotación a gran escala permite realizar un tratamiento de la arena económicamente rentable y obtener un producto de muy buena calidad.

Estos yacimientos son los de Nuevo León (Lampazos), Guanajuato (San José), Veracruz (Jáltipan), Michoacán (Maravatío) y San Luis potosí.

Son explotados por unas cuantas compañías, las cuales hasta hace algunos años producían cerca del 90 % de la arena sílica del país (tabla 3.1.).

3.3. ZONA DEL ISTMO.

La arena que se estudiará en la presente tesis proviene de un yacimiento localizado en el municipio de Sayula de Alemán, en la zona del Istmo, Estado de Veracruz. En esa región existen dos plantas de arena sílica :

- Sílice del Istmo, S.A., con una producción de 600 Ton/Día aproximadamente de arena con 0.3 % de Fe_2O_3 , para su uso en la industria de la fundición.
- Sílice de Veracruz, S.A., con una producción de 200 Ton/Día de arena con 0.17 % de Fe_2O_3 , la cual se utiliza para la fabricación de botellas - tipo ámbar.

Esto explica el interés que tiene el determinar si esta arena puede beneficiarse para ser utilizada en la fabricación de vidrio claro. Así se obtendría una materia prima con mayor valor agregado y se podrían reducir las importaciones.

C O M P A Ñ I A	% DE LA PRODUCCION NACIONAL
Materias Primas Monterrey, S.A.	40.0
Materias Primas Minerales San - José, S.A.	23.0
Sílice Pizzuto, S.A.	15.6
Arena Sílica Industrial de México, S.A.	4.2
Sílice Potosí, S.A.	3.8
Cfa. Minera y Mercantil "El Palizar", S.A.	3.3

Tabla 3.1. PRODUCTORES NACIONALES.

El yacimiento en cuestión está formado por sedimentos de arena de tipo fluvial; estos depósitos fueron acumulándose a través del tiempo en forma de terrazas, posteriormente abandonadas por la corriente principal, el Rfo San Juan Evangelista, en un proceso geológico denominado de migración lateral.

De acuerdo a la composición mineralógica (el 97 % del cuarzo es de origen metamórfico) y a la hidrografía actual general, se ha deducido que el área fuente de los sedimentos se localiza en las sierras de Oaxaca y Madre del Sur.

La potencialidad en extracción de arena cuarcifera en esta región es muy grande ya que el terreno con características geológicas semejantes se extiende en una gran área.

3.4. PRODUCCION Y CONSUMO.

Debido a la creciente demanda que ha tenido la sílice en la industria vidriera, la producción de esta materia prima no ha cesado de aumentar en los últimos veinte años (fig 3.1.).

En la tabla 3.2. se encuentran los datos numéricos de producción de 1966 a 1984.

Esta producción abarca la totalidad de arenas síliceas y desgraciadamente no existen cifras disponibles para las diferentes calidades.

Debido a que es insuficiente la cantidad producida de arena sílica con bajo contenido de fierro, se ha tenido que importar, principalmente de Estados

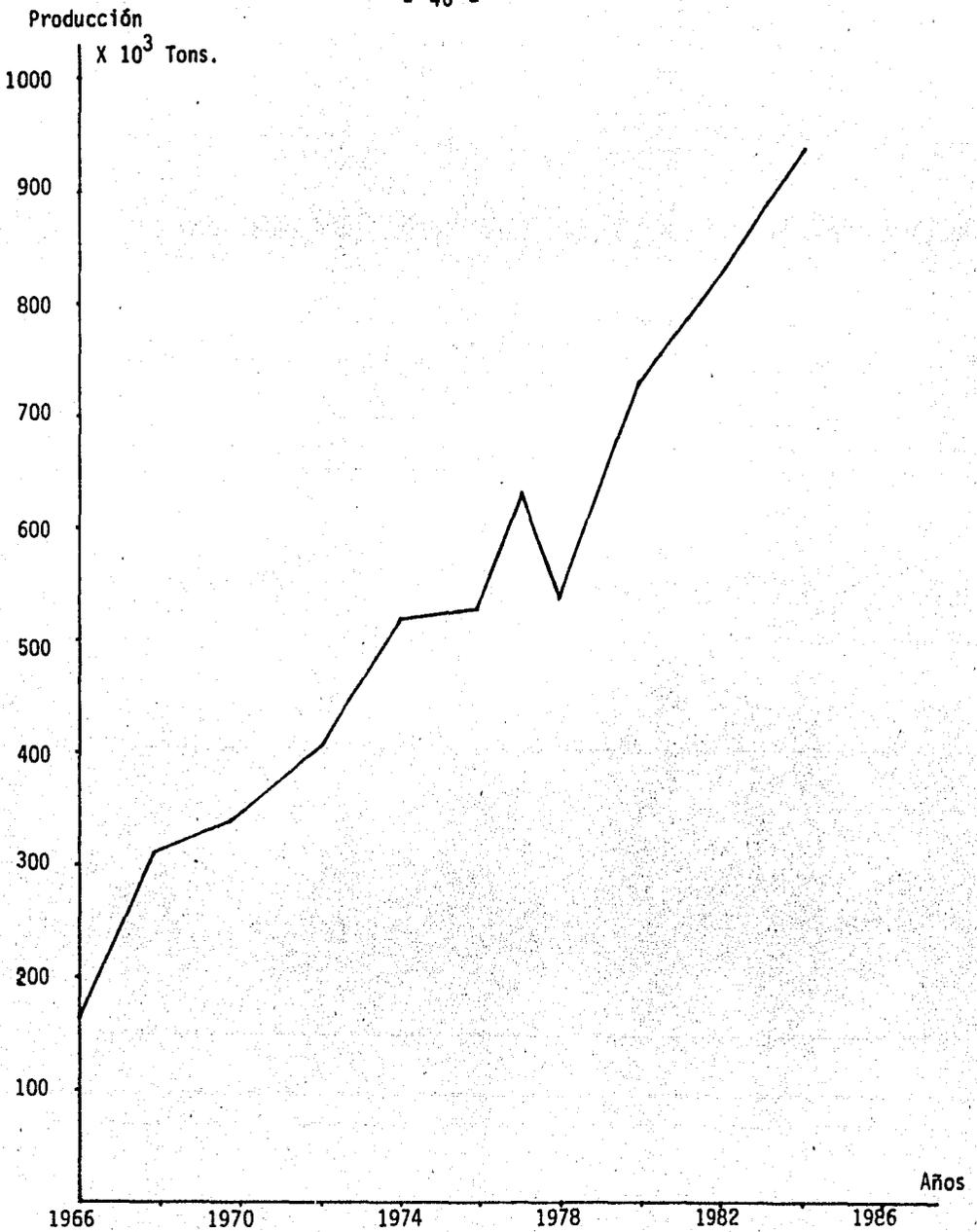


Fig.3.1. Producción anual de arena sílica en México

AÑO	PRODUCCION (TONS.)	AÑO	PRODUCCION (TONS.)
1966	164 344	1976	509 029
1967	253 732	1977	626 715
1968	321 155	1978	532 209
1969	281 880	1979	537 299
1970	355 862	1980	728 304
1971	393 350	1981	850 390
1972	404 567	1982	828 187
1973	411 432	1983	929 059
1974	513 984	1984	936 876
1975	518 973		

Tabla 3.2. Datos de producción de arena sílica en México.

Unidos.

Sin embargo, mientras que en 1973 esta importación representaba 40 % del consumo total, ahora ya no se importa más que el 8 % de toda la arena consumida en el país. Esto se debe principalmente a la creación de nuevas plantas de beneficio y al aprovechamiento de los yacimientos existentes. De continuar así, en algunos años la totalidad del mercado nacional estará cubierta y se podrá incluso exportar arena para vidrio blanco; actualmente se exporta un poco de arena sin beneficiar, pero ésta tiene un valor comercial muy bajo.

Las cifras de la tabla 3.3. muestran claramente la evolución que han tenido el consumo y las importaciones de arena sílica.

AÑO	PRODUCCION (TON.)	EXPORTACION (TON.)	IMPORTACION (TON.)	CONSUMO (TON.)
1979	537 299	29 202	464 915	973 012
1980	728 304	21 039	435 566	1 142 831
1981	850 390	25 602	292 357	1 117 145
1982	828 187	25 371	247 939	1 050 755
1983	929 059	17 152	71 753	983 660
1984	936 876	14 599	87 936	1 010 213

Tabla 3.3. CONSUMO DE ARENA SILICA.

Los valores de las importaciones de los últimos años se dan en la tabla 3.4,

Año	Valor (pesos)
1980	96 587 617
1981	88 738 448
1982	225 434 087
1983	259 411 258
1984	450 888 953

Tabla 3.4. Valores de las importaciones de arena sílica.

Estos valores son globales y se refieren a toda la arena sílica importada, - sin hacer distinción de su calidad.

El precio de este mineral varía según su granulometría y su pureza.

La sílice con un contenido de SiO_2 de 99.5 % y molida a 325 mallas tiene un precio de 104.72 dolares por tonelada métrica (5); esta arena tiene una pureza similar a la que se desea obtener como calidad "flint" en el presente trabajo, - pero es mucho más fina.

La sílice con un contenido de SiO_2 de 98 % a 99.4 % y molida a 325 mallas tiene un precio de 85.98 dolares por tonelada métrica (5); su pureza corresponde a la que se desea obtener como calidad "ambar" en el presente trabajo pero es - también más fina.

En el mercado nacional, el precio de la arena sílica que se desea obtener es de 8,000 pesos/tonelada para la calidad "ambar" con 0,2 % máximo de Fe_2O_3 y de 25,000 pesos/tonelada para la calidad "flint" con 0,06 % máximo de Fe_2O_3 .

CAPITULO 4

PARTE EXPERIMENTAL

CARACTERIZACION DE LA ARENA SILICA

En el presente capítulo se describen los análisis químicos y granulométricos llevados a cabo así como las diferentes pruebas realizadas para purificar la arena y obtenerla de la calidad deseada.

La muestra ensayada corresponde a un yacimiento ubicado en la localidad de Aguilera, Municipio de Sayula de Alemán, Ver., y perteneciente a Silice Oriental, S.A. de C.V.

4.1. METODOS ANALITICOS EMPLEADOS

4.1.1. Análisis Granulométrico.

Este se efectúa por tamizado. Consiste en hacer pasar una cantidad de material previamente pesada por una serie de tamices de abertura cada vez más fina. La cantidad retenida en cada tamiz se pesa y se determina el porcentaje de material que tiene un tamaño de partícula comprendido entre la abertura del tamiz inferior y la del superior.

Método :

Se toma una muestra de arena y se seca perfectamente.

Se toma después 50 g aproximadamente y se determinan las pérdidas por lavado, haciendo pasar un chorro de agua sobre el material, utilizando la malla más fina. Después la arena se vuelve a secar completamente, se pesa y se vacía sobre la serie de tamices los cuales han sido colocados sobre la máquina vibratoria uno encima de otro, principiando por el de mayor abertura.

El aparato utilizado es modelo Fritsch e imparte vibraciones verticales al material que se encuentra sobre los tamices; tanto la amplitud de las vibraciones como el tiempo de la prueba pueden variarse y se controlan automáticamente desde el inicio de la operación.

Enseguida se pesa la cantidad de material retenido en cada tamiz, incluyendo los granos que quedaron atorados en la malla y que tuvieron que recuperarse limpiando ésta con un pequeño cepillo.

Las pérdidas por lavado corresponden a la fracción de material más fino y se incorporan dentro de este análisis granulométrico. Estos finos son muy difíciles de tamizar y como se requiere en este caso un análisis preciso, es necesario recurrir a una técnica complementaria, la cual se explicará más adelante.

Los tamices empleados son los normalizados Franceses según la AFNOR, especificación X-11-501 y estadounidenses según ASTM, especificación E-11-70.

TYLER		U.S.A. (ASTM)		FRANCIA (AFNOR)	
No. de malla	Abertura	No. de malla	Abertura	No.	
8	2.35 mm	8	2.50 mm	35	
9	2.00 mm	10	2.00 mm	34	
10	1.70 mm	12	1.60 mm	33	
12	1.40 mm	14	1.25 mm	32	
14	1.18 mm	16	1.00 mm	31	
16	1.00 mm	18	800 μm	30	
20	850 μm	20	630 μm	29	
24	710 μm	25	500 μm	28	
28	600 μm	30	400 μm	27	
32	500 μm	35	315 μm	26	
35	425 μm	40	250 μm	25	
42	355 μm	45	200 μm	24	
48	300 μm	50	160 μm	23	
60	250 μm	60	125 μm	22	
65	212 μm	70	100 μm	21	
80	180 μm	80	80 μm	20	
100	150 μm	100	63 μm	19	
115	125 μm	120			
150	106 μm	140			
170	90 μm	170			
200	75 μm	200			
250	63 μm	230			

Tabla 4.1. Comparación de los diferentes estándares de tamices.

En la tabla 4.1. se comparan estos estándares con la escala Tyler, de uso más frecuente; esta escala da el número de mallas por pulgada lineal y está basada en una abertura de 0.0029 pulg. (0.074 mm) correspondiente a 200 mallas - con un diámetro de hilo de 0.0021 pulg. (0.0053 cm).

Para el análisis de partículas finas existen varias técnicas : la sedimentación, elutriación y microscopía son las más empleadas aunque actualmente se están difundiendo rápidamente métodos que se fundamentan en mediciones electrónicas.

La técnica que se utilizó en este caso fué la de sedimentación(36); ésta es tediosa pero los resultados obtenidos son confiables en precisión y reproducibilidad.

Su principio se basa en la resistencia que presenta un sólido para moverse dentro de un fluido; esta resistencia determina la velocidad límite que alcanza la partícula en el fluido cuando cae bajo la influencia de la fuerza de gravedad. Para partículas pequeñas, esta velocidad está dada por la siguiente ecuación derivada de la ley de Stokes :

$$V = \frac{d^2 g (D_s - D_f)}{18 \eta}$$

dónde v = velocidad límite de la partícula (m. s⁻¹)

d = diámetro de la partícula (m)

g = aceleración debida a la gravedad (m.s⁻²)

D_s = densidad de la partícula (Kg.m⁻³)

D_f = densidad del fluido (Kg.m⁻³)

η = viscosidad del fluido (N.s.m⁻²)

$D_s = 2650 \text{ Kg.m}^{-3}$ para la arena sílica

$\eta = 0.001 \text{ Ns.m}^{-2}$ para el agua

La ley de Stokes es válida para partículas esféricas, las no esféricas alcanzan también una velocidad límite pero el valor de ésta depende de la forma de las partículas. Por esta razón al diámetro encontrado por este método se le denomina diámetro de Stokes y se le multiplica por un factor de 1.064 para transformarlo al correspondiente a la abertura de una malla.

Las partículas gruesas ($> 100 \mu\text{m}$) son eliminadas antes por tamizado debido a que esta relación ya no es válida para diámetros mayores de $40\text{-}60 \mu\text{m}$ y sólo perturbarían la sedimentación.

Procedimiento

Se mezclan 100 g de muestra tamizada con agua, agregando un agente dispersante para evitar cualquier aglomeramiento de partículas. Se pone una marca en el recipiente unos cuantos centímetros arriba del nivel de la pulpa que ya asentó y se llena entonces con agua de manera que se tenga una profundidad (h) de 12 a 14 cm desde el nivel del agua hasta la marca. Se agita enseguida la pulpa para dispersar las partículas en todo el volumen de agua y se deja reposar. El tiempo de decantación, para un tamaño específico, por ejemplo $63 \mu\text{m}$ de diámetro, se calcula por medio de la relación :

$$t = \frac{h}{v}$$

Una vez transcurrido este tiempo, se sifonea el agua arriba de la marca - (ver figura 4.1.), teniendo cuidado de no succionar la pulpa remanente. Todas las partículas del agua sifoneada tienen normalmente un diámetro menor a $63 \mu\text{m}$.

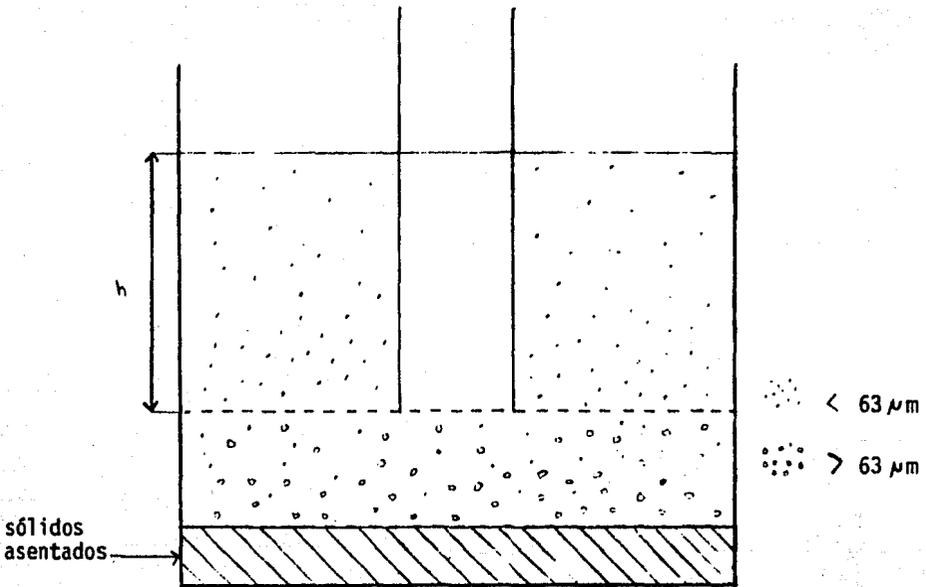


Figura 4.1. Vaso de decantación

Esta operación se repite varias veces hasta que el agua decantada esté clara (en general se necesitan 4 a 5 tratamientos).

Al material sifoneado se le realiza la misma operación para obtener las fracciones menores a 40 y $20 \mu\text{m}$, utilizando un mayor tiempo de sedimentación.

4.1.2. Descomposición de la Muestra

El ataque de la muestra se lleva a cabo por calentamiento a sequedad con ácido fluorhídrico.

El metodo que se sigue es el siguiente :

Se secan perfectamente aproximadamente 5 g de muestra y se pulverizan en el mortero de ágata.

En un crisol de platino se pesa con precisión aproximadamente 1 g de la arena pulverizada. Se humedece con agua para evitar una reacción inicial demasiado vigorosa al momento de agregar el ácido fluorhídrico. Se adiciona entonces 1 ml de ácido perclórico concentrado y 10 ml de ácido fluorhídrico concentrado.

Se lleva el crisol a la parrilla eléctrica y se calienta moderadamente te niendo cuidado de evitar pérdidas por proyecciones.

La sílice se evapora entonces como tetrafluoruro de silicio según la reacción:



Se repite otra vez esta operación con 2 ml de ácido perclórico y 10 ml de ácido fluorhídrico hasta que el residuo esté totalmente seco (cada desecación dura aproximadamente cinco horas).

Esta combinación permite eliminar toda la sílice y todo el fluoruro (del

cual no deben quedar trazas ya que por su poder complejante interfiere en el análisis de aluminio, titanio y fierro), quedando un residuo fácilmente soluble en ácidos diluidos.

Al residuo se le agregan 4 a 10 ml de HCl y se transfiere a un matraz, lavando perfectamente el crisol con agua destilada. En el caso de que las sales residuales no se disuelvan completamente, se calienta la solución hasta ebullición.

La solución obtenida se transfiere a un matraz aforado de 100 ml y se afora con agua destilada. La muestra queda así lista para la determinación de fierro, aluminio y titanio.

4.1.3. Análisis Químico

Los análisis químicos que se efectuaron fueron para determinar Fe_2O_3 , Al_2O_3 y TiO_2 , compuestos que se encuentran como impurezas en la arena y que se buscará eliminarlos para que ésta cumpla con las normas deseadas.

Para el fierro y el titanio se utilizaron métodos espectrofotométricos; el aluminio se determinó por volumetría.

Todos los procedimientos se basan en las especificaciones establecidas por la American Society For Testing and Materials (ASTM): C 146-72, "análisis de arena para vidrio".

Para la realización de estos análisis se emplearon como reactivos sustancias del grado "R.A.".

Las mediciones colorimétricas se efectuaron en el espectrofotómetro Bausch & Lomb modelo Spectronic 21.

a) Fe_2O_3

Principio

El método utilizado es el de la "ferroina" (o-fenantrolina). El ión ferroso, Fe^{2+} , forma un complejo rojo-naranja con este reactivo; su formación es rápida, es estable en soluciones acuosas, la interferencia de otros elementos es despreciable y obedece la ley de Lambert y Beer.

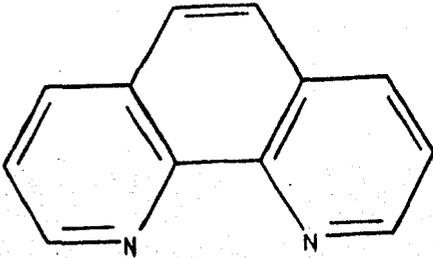


Figura 4.2. 1, 10 - Fenantrolina

El color desarrollado alcanza su máxima intensidad en los cinco primeros minutos y es estable por lo menos dos horas.

Como agente reductor, se utiliza el clorhidrato de hidroxilamina, lo cual asegura que todo el fierro esté como ión ferroso.

Método

Preparación de la curva patrón :

Se pesan 0.4911 g de sulfato ferroso amónico (sal de Mohr) , se disuelve con agua en un matraz volumétrico de 1 litro, se agregan 8 a 10 ml de ácido clorhídrico y se afora a la marca.

Esta solución estándar de hierro es tal que 1 ml = 0.1 mg de Fe_2O_3 :

Sulfato ferroso amónico : $Fe (NH_4)_2 (SO_4)_2 \cdot 6H_2O$ PM = 391.96

Oxido férrico : Fe_2O_3 PM = 159.69

Cantidad de Fe_2O_3 equivalente a los 0.4911 g de sulfato :

$$0.4911 \times \frac{159.69}{2 \times (391.96)} = 0.1 \text{ g}$$

Por lo que la concentración es 0.1 g/l ó 0.1 mg / ml

A continuación se pipetea en una serie de matraces volumétricos de 100 - ml : 0, 1, 2, 3, 4, 5 y 6 ml de la solución estándar de hierro.

Se diluye con agua destilada a 20 - 30 ml.

Se agrega 1 ml de clorhidrato de hidroxilamina.

Se agrega solución reguladora de acetato de sodio 2M hasta PH = 3.1.

Se agregan 5 ml de solución de 1,10 - Fenantrolina (1.2 g/l).

Se afora a la marca y se lee en el espectrofotómetro la transmitancia a

508 nm, después de cinco minutos.

El matraz sin solución de fierro sirve como blanco de referencia para - calibrar el aparato a 100 % de transmitancia.

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.2.

m ^l solución de fierro	Conc. Fe ₂ O ₃ mg / ml	% Transmitancia	Absorbancia
0	0	100	0
1.0	0.001	72.7	0.1384
2.0	0.002	52.7	0.2781
3.0	0.003	37.9	0.4213
4.0	0.004	27.3	0.5638
5.0	0.005	19.7	0.7055
6.0	0.006	14.2	0.8477

Tabla 4.2. Absorbancias de la solución estándar de fierro.

Elaborando una gráfica de la absorbancia contra la concentración se obtiene una recta cuya pendiente es 142.0343 y ordenada al origen - 0.00653 (Fig. 4.3.).

La relación entre la concentración y la absorbancia es entonces :

$$A = 142.0343 \cdot C - 0.004653$$

o en función de la transmitancia se obtiene :

$$C = \frac{2.004653 - \log T}{142.0343} \quad \text{mg/ml}$$

Análisis de la muestra.

Para el análisis de Fe_2O_3 se toma una alícuota de 10 ml de la solución obtenida en el ataque de la muestra y se vacía en un matraz aforado de 100 ml. Si el contenido de Fe_2O_3 está entre 0.6 % y 1.2 % se toma una alícuota de 5 ml y si el contenido de Fe_2O_3 es mayor de 1.2 % se toma una alícuota de 10 ml que se afora a 100 ml y a su vez se vuelve a tomar otra alícuota de 10 ml. Se agrega solución reguladora de acetato de sodio 2 M hasta pH=3.1. Se diluye a 3/4 partes del volumen del matraz con agua destilada.

Se agrega 1 ml de clorhidrato de hidroxilamina.

Se agregan 5 ml de 1,10, Fenantrolina (1.2 g/l).

Se afora a la marca y después de cinco minutos se lee la transmitancia a 508 nm.

Por medio de la gráfica de la curva patrón o con la ecuación de la recta obtenida, se convierte la lectura a concentración y se determina el % de Fe_2O_3 .

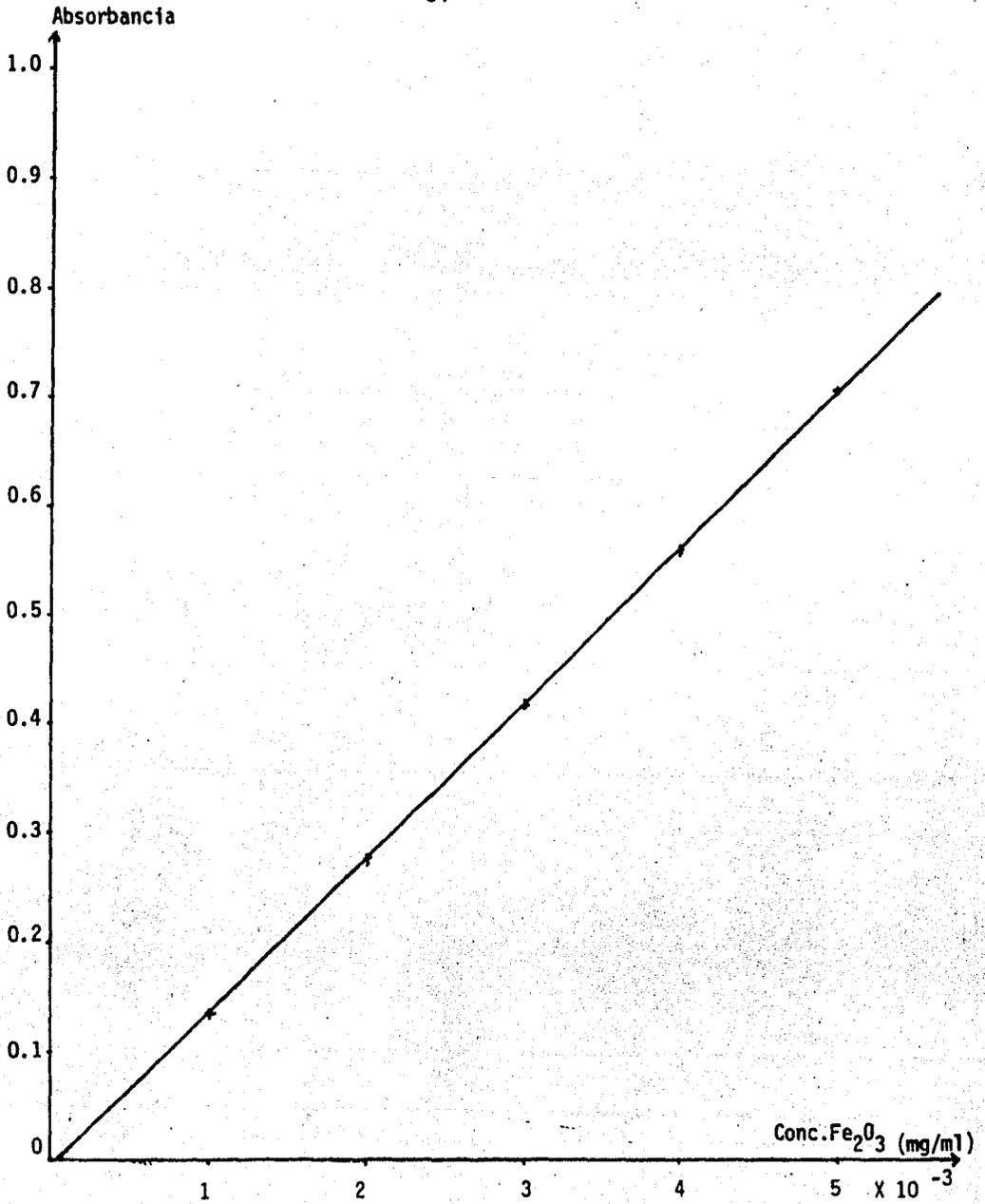


Fig. 4.3 Curva patrón para determinación de Fe₂O₃

b) TiO_2

Principio

El titanio forma con el "tiron" (1,2 hidroxibencén - 3,5 disulfonato de sodio) un complejo amarillo cuya máxima absorción se encuentra a una longitud de onda de 380 nm.

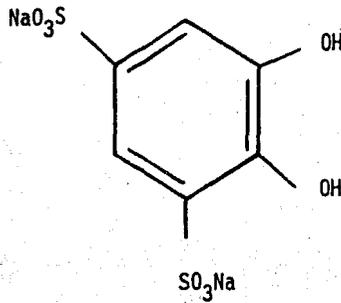


Fig. 4.4. "Tiron"

La ley de Lambert y Beer se cumple hasta concentraciones de titanio de por lo menos 4 mg / litro.

La interferencia causada por el ión férrico se puede eliminar reduciendo lo al estado ferroso con ácido ascórbico.

Método.

Preparación de la curva patrón.

Se pesan 4.44 g de oxalato de titanio y potasio ($K_2TiO(C_2O_4)_2 \cdot 2H_2O$)
recristalizado y seco.

Se agregan 8 g de sulfato de amonio y 100 ml de ácido sulfúrico.

Se calienta gradualmente hasta ebullición y se hierve de cinco a diez minutos.

Se enfría, se vacía la solución en 700-800 ml de agua dentro de un - -
matraz aforado de un litro y se llena hasta la marca.

La solución obtenida contiene 1 mg de TiO_2/ml .

De esta solución estándar se prepara una solución diluida conteniendo 0.05
mg/ml de TiO_2 tomando una alícuota de 10 ml y aforando a 200 ml.

En una serie de matraces volumétricos de 50 ml se pipetea : 0, 1, 2, 3,
4, 5 y 6 ml de esta solución estándar de TiO_2

Se agrega a cada matraz 1 ml de ácido ascórbico al 20 % (esta solución -
debe prepararse el mismo día).

Se agregan a continuación 5 ml de solución de "tiron" al 5 % Peso/Volumen
y la cantidad suficiente de acetato de sodio 2 M hasta pH=3.8. Después se
añaden 10 ml de solución reguladora de pH=3.8 (esta solución se prepara adicio
nando a 1 litro de solución 1M de acetato de sodio, 390 ml de ácido acético
glacial; se ajusta luego el pH a 3.8 con un medidor de pH, agregando acetato
de sodio sólido o bien ácido acético glacial).

Se afora con agua destilada y después de quince minutos se miden las - -

lecturas en el espectrofotómetro a 380 nm.

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.3.

ml solución de titanio	Conc. TiO_2 mg/ml	% transmitancia	Absorbancia
0	0	100	0
1.0	0.001	76.8	0.1146
2.0	0.002	60.3	0.2196
3.0	0.003	47.0	0.3279
4.0	0.004	36.8	0.4341
5.0	0.005	28.8	0.5406
6.0	0.006	22.3	0.6517

Tabla 4.3. Absorbancias de la sol. estándar de titanio.

Haciendo la gráfica de la absorbancia contra la concentración se obtiene una recta cuya pendiente es 107.2771 y ordenada al origen 0.005946 (Fig.4.5.).

La relación entre la concentración y la absorbancia es :

$$A = 107.2771 C + 0.005946$$

o en función de la transmitancia :

$$C = \frac{1.9940 - \text{Log } T}{107.2771} \text{ mg/ml}$$

Análisis de la muestra.

Se toma una alícuota de 20 ml de la muestra disuelta y se vacía en un matraz aforado de 50 ml.

Si el contenido de TiO_2 está entre 0.16 % y 0.32 %, se toma una alícuota de 10 ml y si la cantidad de TiO_2 es mayor a 0.32 %, la alícuota se afora primero a 50 ml y después se vuelve a tomar de esta nueva solución el mismo volumen.

Se agregan 1 ml de ácido ascórbico al 20 %, 5 ml de solución de "Tiron" al 5 % y suficiente solución de acetato de sodio 2 M hasta $\text{pH}=3.8$.

A continuación se agregan 10 ml de solución reguladora de $\text{pH}=3.8$ y se afora con agua destilada.

Después de 15 minutos se lee el porcentaje de transmitancia a 380 nm y por medio de la curva patrón o de la ecuación de la recta obtenida, se determina el % de TiO_2 .

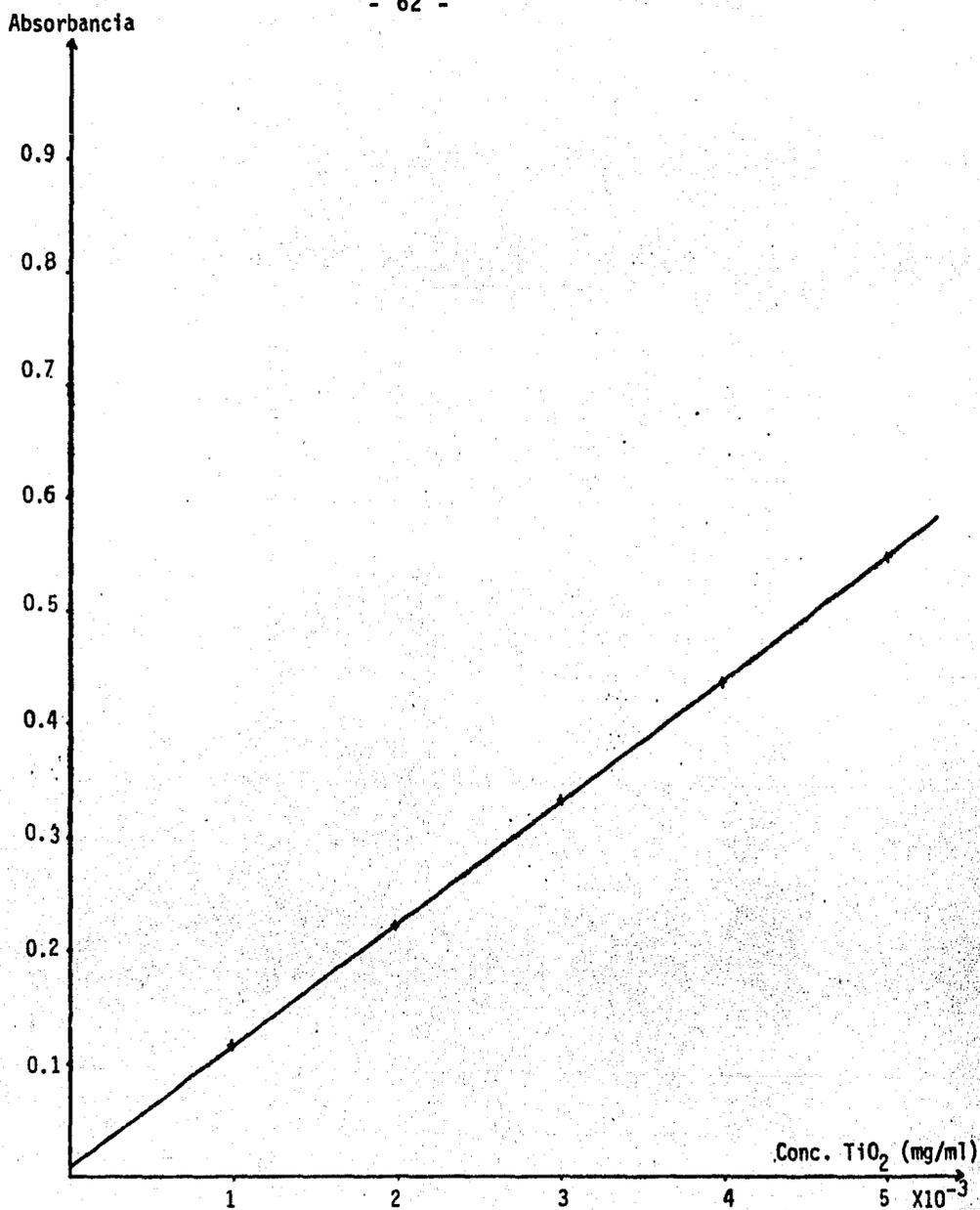


Fig. 4.5 Curva patrón para determinación de TiO_2

c) Al_2O_3 .

Principio.

La determinación de aluminio, directa o indirectamente, es uno de los pasos más difíciles que se presenta en la ruta de análisis de minerales debido principalmente a que muchos elementos interfieren en su determinación (25). - Por esta razón, tradicionalmente se determina por diferencia.

La especificación del A.S.T.M. para el análisis de arena para vidrio sugiere dos métodos volumétricos, en los cuales el aluminio se determina indirectamente por diferencia puesto que se titula junto con el fierro y el titanio.

Sin embargo, para evitar que un error en cualquiera de los dos primeros análisis se involucrara también en la determinación del aluminio y para verificar el resultado obtenido, se efectuó en forma adicional una extracción con "Cupferron" para separar el aluminio y titularlo aisladamente.

La sal de amonio de la N - nitrosofenilhidroxilamina, llamada comercialmente "Cupferron" forma complejos insolubles con el ión férrico, titanio y vanadio.

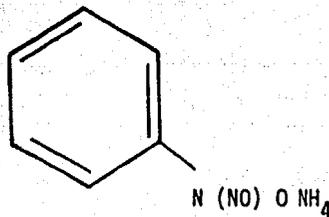


Fig. 4.6. "Cupferron"

Estos pueden eliminarse de la solución acuosa por extracción con cloroformo, a baja temperatura de preferencia, puesto que las soluciones con "Cupferron" son inestables.

El aluminio permanece en la fase acuosa y se determina entonces por re-trotitulación con EDTA; con esta sal forma un complejo muy estable, pero como la reacción es muy lenta a temperatura ambiente y además no existen indicadores lo suficientemente confiables, se adiciona un exceso de reactivo, se calienta la solución para una formación completa del complejo y se titula el exceso de EDTA con otro ión metálico por ejemplo el zinc, utilizando Naranja de Xilenol como indicador.

Método.

Extracción del aluminio con Cupferron (17).

Se toman 30 ml de la solución que contiene la muestra disuelta y se guarda en el refrigerador hasta que alcance una temperatura de aproximadamente 8°C, esta solución se transfiere a un embudo de separación que contiene 70 ml de agua helada. Se adicionan aproximadamente 0.5 g de Cupferron sólido y 20 ml de cloroformo. Se tapa el embudo y se agita vigorosamente durante 1 minuto aproximadamente.

La fase orgánica que se volvió colorida debido al ión del Cupferron, se descarta.

Se repite la operación con 0.25 g de CupFerron aproximadamente y 20 ml -

de cloroformo hasta que la fase orgánica ya no esté coloreada.

Se efectúan dos o tres lavados con cloroformo puro para eliminar el exceso de Cupferron de la fase acuosa.

Se pasa la fase acuosa a un matraz Erlenmeyer, se enjuaga el embudo con un poco de ácido clorhídrico diluido y se incorpora éste a la solución.

Se calienta hasta ebullición para eliminar trazas de cloroformo remanente.

La solución queda entonces lista para efectuar la titulación con EDTA.

Titulación con EDTA.

A la solución obtenida de la extracción con Cupferron, se le agregan 20 ml de solución de ácido bórico al 5 % y se diluye hasta 50 ml con agua destilada.

Se agrega entonces un exceso de solución de EDTA.

Se agregan las gotas necesarias de hidróxido de amonio hasta el vire del papel indicador de rojo de congo, a rojo.

Se agregan enseguida unas gotas de HCl diluido (1+5), hasta que el papel indicador cambie de nuevo a azul y entonces de nuevo se vuelve a agregar NH_4OH hasta que una sola gota cambie el color del papel a rojo.

Inmediatamente después se agregan 10 ml de solución reguladora de pH=5.3 (esta solución se prepara disolviendo 50 g de acetato de sodio en agua, - - -

agregando 3 ml de ácido acético glacial, diluyendo a 200 ml y ajustando el pH a 5.3 con ácido acético o con sosa utilizando un medidor de pH).

Se añaden 1 a 2 gotas de indicador Naranja de Xilenol.

Se titula con solución estándar de zinc hasta el vire de color (el indicador en su forma libre es amarillo y el punto final de la titulación se detecta por un cambio a naranja-rosa).

4.2. ANALISIS DE LA MENA

El análisis efectuado a la arena bruta sin ningún tratamiento, después de haber sido cuarteada en un muestreador y secada en la estufa, fué el siguiente :

Compuesto	% base seca
Fe_2O_3	0.59
Al_2O_3	2.80
TiO_2	0.31

4.3. PRUEBAS DE ATRICIONAMIENTO.

Debido a que la arena sílica se encuentra asociada con un gran volumen de arcilla y que a la vez ésta tiene un alto contenido de óxidos de hierro, se realizaron tres diferentes pruebas de atrición.

Estas atriciones se efectuaron en una celda de atrición de laboratorio - tipo Denver, con las siguientes condiciones de operación :

- atrición con agitador de doble propela
- velocidad del agitador : 750 rpm (velocidad periférica = 7 m/s)
- concentración de la pulpa : 1200 g/l
- volumen del recipiente : 1 litro
- tiempo de atrición : 6 y 12 minutos
- reactivos agregados : el equivalente a 5 kg/t de sosa en una de las - pruebas de 6 minutos.

Los resultados obtenidos, así como los contenidos de Fe_2O_3 encontrados, se muestran en la tabla 4.4.

Según estos resultados, se observa que las granulometrías de los productos obtenidos son muy similares por lo que ni el tiempo de atrición, ni el reactivo agregado tienen una influencia significativa.

Sin embargo, en la prueba simple de 6 minutos se observó que la fracción más gruesa (indicada por *) contiene pequeños granulos de arcilla no disgregados, lo que indica una atrición insuficiente.

Malla (μm)	Atrición 6 min.		Atrición 12 min.		Atrición 6 min. + 5 Kg/t de NaOH	
	P %	Fe_2O_3 %	P %	Fe_2O_3 %	P %	Fe_2O_3 %
< 40	14.12	3.350	14.36	3.290	14.19	3.21
100	7.94	0.598	7.68	0.582	7.93	0.582
200	16.88	0.262	17.11	0.264	16.95	0.248
500	40.01	0.123	40.32	0.0762	40.32	0.083
630	11.78	0.0694	12.60	0.0585	12.85	0.057
> 630	9.27 *	0.432	7.93	0.0575	7.76	0.445

Tabla 4.4. Pruebas de atricionamiento

Las pruebas de atrición, análisis granulométrico y químico detallado se realizaron entonces con un tiempo de 12 minutos y sin adición de reactivo; - los resultados encontrados se indican en la tabla 4.5. y figuras 4.7 a 4.9.

Malla μm	P %	Σ P %	% Fe_2O_3	% TiO_2	% Al_2O_3
< 20	11.48	11.48	3.98	0.90	22
20 - 40	2.88	14.36	0.371	0.50	1.15
40 - 63	2.58	16.94	0.410	0.60	0.90
63 - 100	5.10	22.04	0.653	0.74	0.71
100 - 150	9.28	31.32	0.335	0.50	0.73
150 - 200	7.83	39.15	0.175	0.25	0.45
200 - 500	40.32	79.47	0.762	0.10	0.26
500 - 630	12.60	92.07	0.0585	0.03	0.18
630 - 710	3.12	95.19	0.0775	0.03	0.21
710 - 1000	3.41	98.60	0.113	0.03	0.22
> 1000	1.40	100.00	3.50	0.07	1.20

Tabla 4.5. Análisis granulométrico y análisis químico detallado de la muestra atricionada.

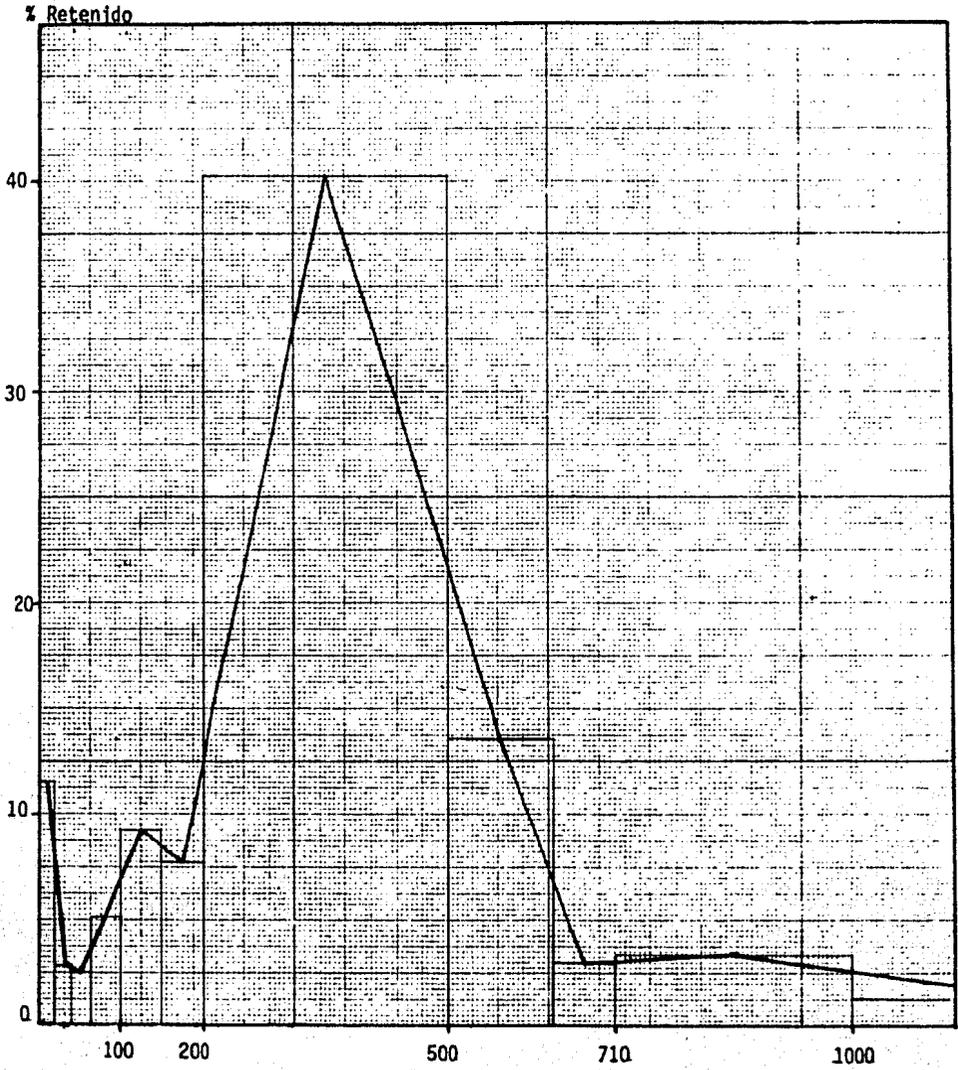


Fig. 4.7. Histograma del análisis granulométrico

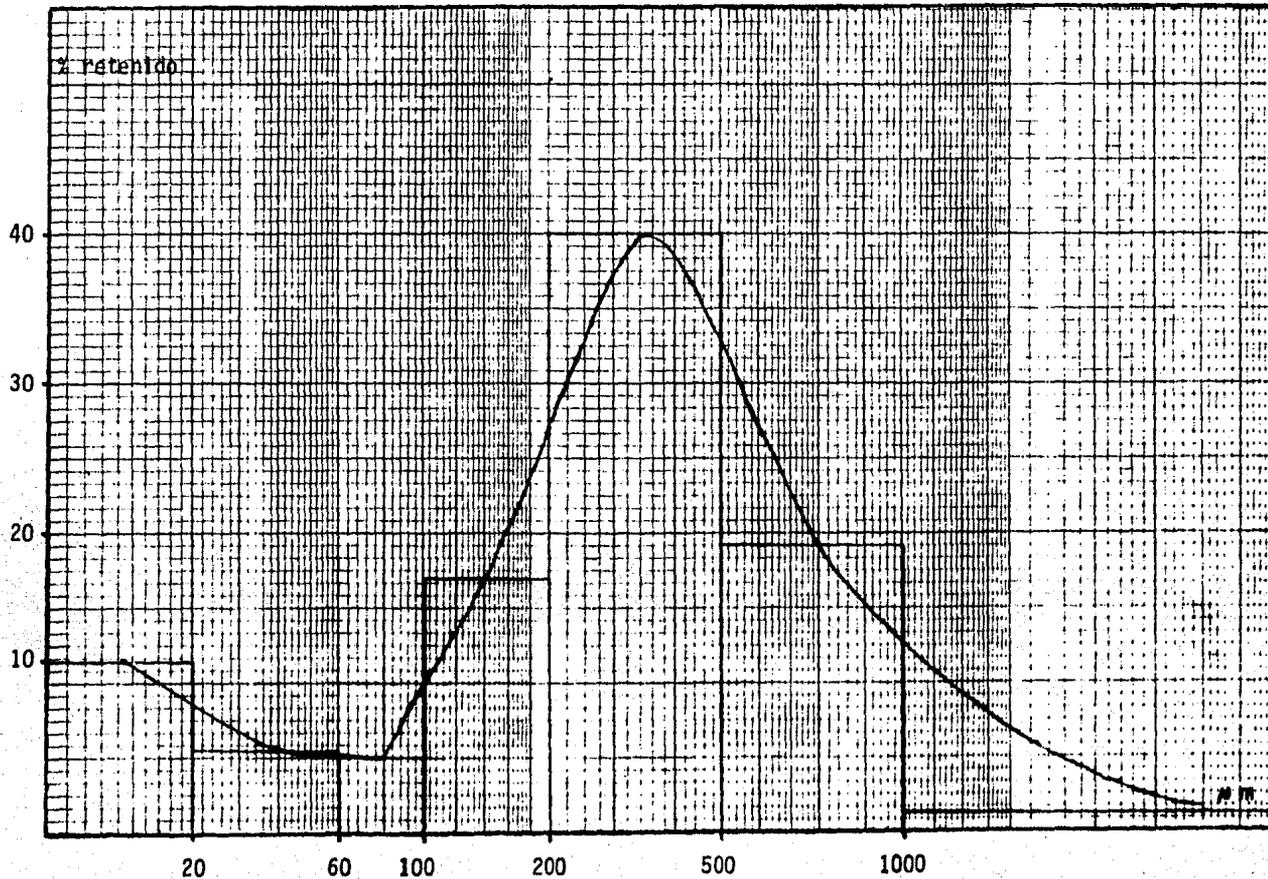


Fig. 4.8. Curva Granulométrica.

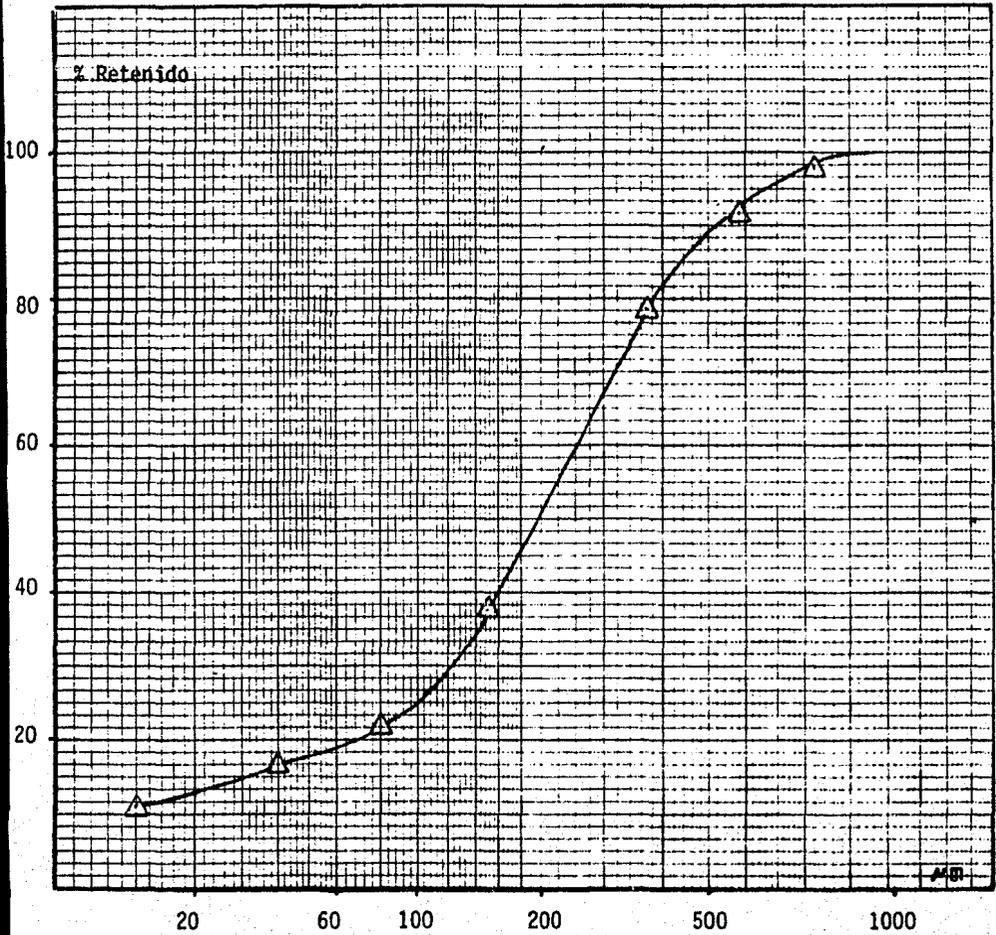


Fig. 4.9. Curva granulométrica acumulativa

Si eliminamos la fracción más fina ($< 100 \mu\text{m}$) y la más gruesa ($> 630 \mu\text{m}$) las cuales tienen un gran contenido de hierro y aluminio, obtenemos un producto con la granulometría requerida y con la siguiente composición química:

$$\% \text{Fe}_2\text{O}_3 = \frac{(0.335)(9.28) + (0.175)(7.83) + (0.0762)(40.32) + (0.0585)(12.60)}{9.28 + 7.83 + 40.32 + 12.60}$$

$$\% \text{Fe}_2\text{O}_3 = 0.1183$$

$$\% \text{TiO}_2 = \frac{(0.50)(9.28) + (0.25)(7.83) + (0.10)(40.32) + (0.03)(12.60)}{9.28 + 7.83 + 40.32 + 12.60}$$

$$\% \text{TiO}_2 = 0.1572$$

$$\% \text{Al}_2\text{O}_3 = \frac{(0.73)(9.28) + (0.45)(7.83) + (0.26)(40.32) + (0.18)(12.60)}{9.28 + 7.83 + 40.32 + 12.60}$$

$$\% \text{Al}_2\text{O}_3 = 0.3291$$

El rendimiento en peso con respecto a la arena bruta sería la suma del % en peso de la fracción $100 \mu\text{m} - 630 \mu\text{m}$, es decir :

$$\% \text{rendimiento} = 9.28 + 7.83 + 40.32 + 12.60 = 70.03 \%$$

La arena así clasificada cumpliría con la norma de contenido de Fe_2O_3 para el tipo ámbar pero no para la fabricación de vidrio tipo "flint".

También el contenido de TiO_2 es muy alto, por lo que se debe desarrollar el tratamiento más adecuado para eliminar estas impurezas.

4.4. CALCULO DE LOS CORTES INDUSTRIALES.

Los resultados anteriores encontrados corresponden a cortes granulométricos perfectos hechos en laboratorio, lo que no es posible obtener industrialmente debido a la imperfección de los aparatos de separación.

Considerando que tanto para el corte bajo ($100 \mu m$) como para el corte alto ($630 \mu m$) los aparatos tienen la misma imperfección, se calculará la composición de la arena $100 \mu m - 630 \mu m$ que se obtendría industrialmente.

Esto es importante para poder realizar las pruebas de purificación de la arena tal y como se obtendría industrialmente y para que los resultados de laboratorio puedan después obtenerse fácilmente en la planta.

Para esto, es necesario introducir algunos conceptos fundamentales utilizados en los aparatos de clasificación.

La separación se define como el tamaño de las partículas que se encuentran en una cantidad de 1 a 3 % en el flujo superior ("overflow") y todas las partículas mayores a este tamaño se encuentran en el flujo inferior ("underflow") (15). Sin embargo, este punto es prácticamente imposible de encontrar; por esta razón se utiliza como diámetro de corte o de separación, d_{50} , el tamaño de las partículas que se encuentra en la misma cantidad en los flujos tanto superior como inferior.

Si se traza una gráfica del tamaño de partícula contra el porcentaje de partículas recuperadas en el "overflow" ésta tendría una forma similar a la de la curva granulométrica acumulativa (Fig. 4.10).

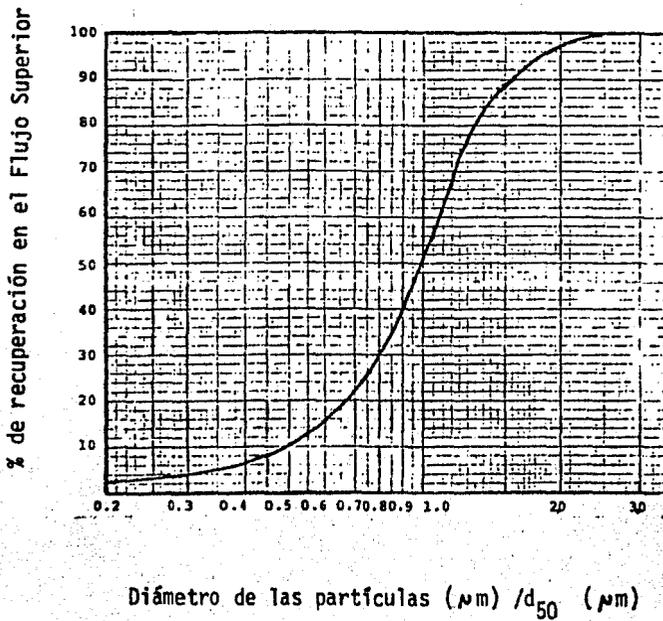


Fig. 4.10. Curva de reparto.

A esta curva se le llama en general, curva de reparto.

Para una recuperación de 97 % a 99 % la curva tiende a una horizontal por lo que un pequeño error en la ordenada puede cambiar notablemente el tamaño de separación. Por esta razón se prefiere utilizar el diámetro r

de corte o de separación en el punto de ordenada 50 %. En esta porción de la curva la pendiente es mucho mayor, lo que permite determinar rápidamente un tamaño de partículas preciso.

La curva cumple generalmente con la ley logarítmica-normal de Gauss. Su expresión matemática es la siguiente (4) :

$$Y = \frac{1}{\sigma \sqrt{2\pi}} \int_d^x \exp \left[- \frac{(x-d_{50})^2}{2\sigma^2} \right] dx$$

donde : d_{50} = diámetro de corte

σ = desviación estándar

Utilizando la anamorfosis galtoniana, se obtiene una recta ligeramente curvada en las mallas inferiores; esto se debe a la presencia de partículas ultrafinas en los granos más gruesos.

La desviación media probable se define como la diferencia de las abscisas de los puntos de ordenadas d_{75} y d_{25} , entre dos :

$$E_{pm} = \frac{d_{75} - d_{25}}{2} \quad (4.4 - 1)$$

Esta desviación media probable se puede relacionar con la desviación estándar; para el caso de una distribución normal (4) :

$$E_p = 0.6745 \sigma$$

Se define la imperfección I de un aparato de separación como :

$$I = \frac{E_{pm}}{d_{50} - 1} \quad (4.4 - 2)$$

Esta imperfección varía de 0.1 a 0.6 según el tipo de aparato.

En nuestro caso, para los dos cortes se considerará una imperfección
 $I = 0.2$

4.4.1. Corte a 630 μm .

De la relación (4.4- 2) se despeja E_{pm} :

$$E_{pm} = I (d_{50} - 1)$$

$$E_{pm} = 0.2 (630 - 1) = 126 \mu\text{m}$$

Puesto que la desviación probable media es la mitad del intervalo $d_{50} - d_{75}$, empleando el diámetro de corte podemos calcular :

$$d_{75} = d_{50} + E_{pm}$$

$$d_{75} = 630 + 126 = 756 \mu\text{m}$$

$$d_{25} = d_{50} - E_{pm}$$

$$d_{25} = 630 - 126 = 504 \mu\text{m}$$

Con estos tres puntos trazamos la recta utilizando la anamorfosis mencionada anteriormente; a partir de la ordenada cuyo número de reparto es 2, se traza una recta horizontal debido a que a partir de ese punto aproximadamente, ya no se cumple la ley de Gauss. (fig. 4.11.).

4.4.2. Corte a $100\mu\text{m}$.

$$E_{pm} = 1 * (d_{50} - 1)$$

$$E_{pm} = 0.2 (100 - 1) = 20\mu\text{m}$$

$$d_{75} = d_{50} + E_{pm}$$

$$d_{75} = 100 + 20 = 120\mu\text{m}$$

$$d_{25} = d_{50} - E_{pm}$$

$$d_{25} = 100 - 20 = 80\mu\text{m}$$

Al igual que en el caso anterior, con estos tres puntos trazamos la recta de la curva de reparto (fig. 4.11.).

Utilizando el análisis granulométrico que se hizo y tomando la abertura media como abscisa, con la gráfica obtenida para el corte a $630\mu\text{m}$ se determina la fracción de reparto f_1 . Esta fracción corresponde al número de reparto (ordenada) entre 100.

Multiplicando $(1-f_1)$ por el % en peso de cada intervalo granulométrico, obtenemos el peso de cada fracción granulométrica después del corte a $630\mu\text{m}$ (se multiplica por $(1-f_1)$ porque en este caso el producto se encuentra en la salida de los finos ("overflow")).

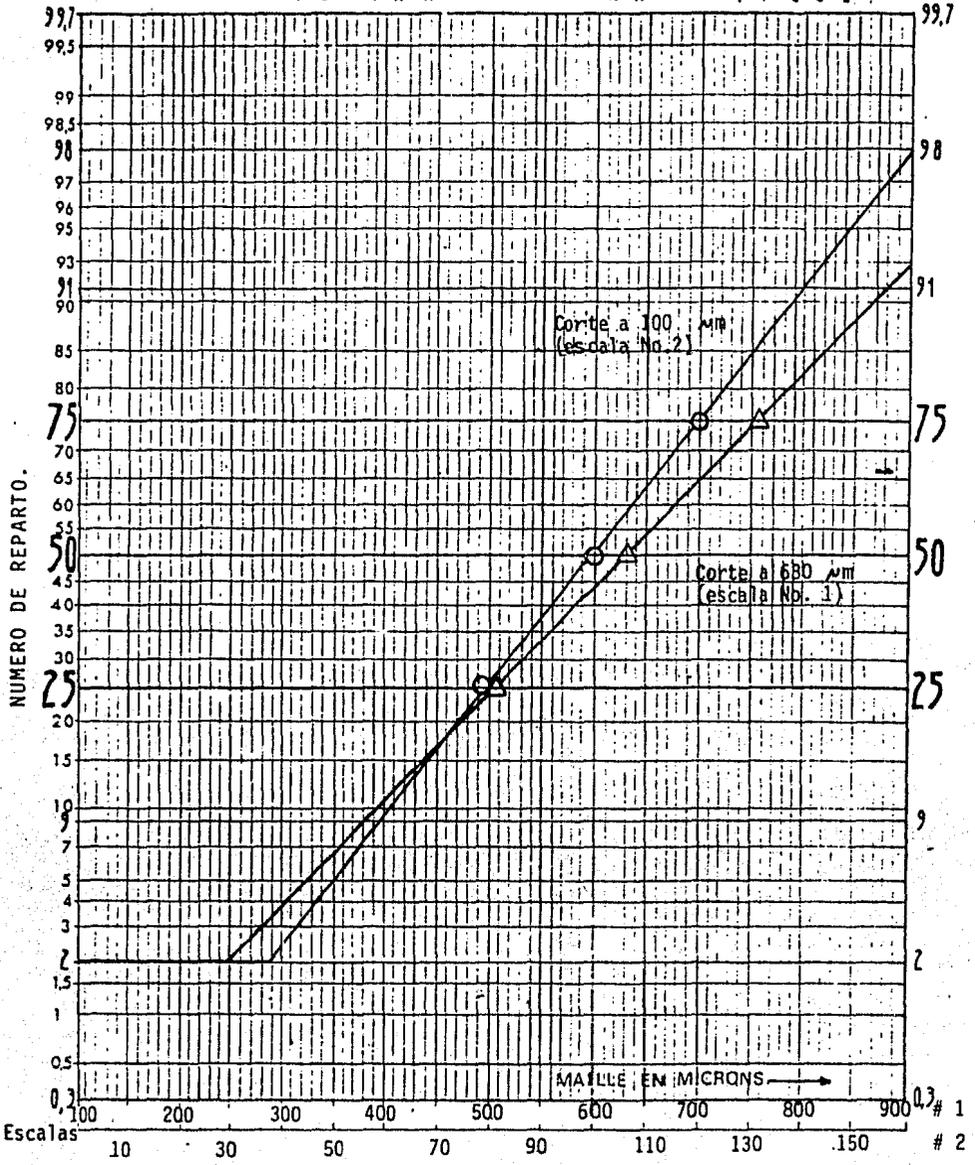


Fig. 4.11 Curvas de reparto para la previsión del corte industrial a 630 μm y 100 μm.

Malla μm	Abertura media μm	corte a 630 μm					corte a 100 μm					
		P %	f1	P1% (0-630)	f2	P ₂ %	%Fe ₂ O ₃	P ₂ %xFe%	Al ₂ O ₃ %	P ₂ %xAl ₂ O ₃ %	TiO ₂ %	P ₂ %xTiO ₂ %
< 20	10	11.48	0.02	11.25	0.02	0.23	3.98	0.92	22	5.06	0.9	0.21
20-40	30	2.88	0.02	2.82	0.02	0.06	0.371	0.02	1.15	0.07	0.5	0.03
40-63	51.5	2.58	0.02	2.53	0.07	0.18	0.410	0.07	0.90	0.16	0.6	0.11
63-100	81.5	5.10	0.02	5.00	0.25	1.25	0.653	0.82	0.71	0.89	0.74	0.93
100-150	125	9.28	0.02	9.09	0.80	7.27	0.335	2.44	0.73	5.31	0.50	3.64
150-200	175	7.83	0.02	7.67	0.993	7.62	0.175	1.33	0.45	3.43	0.25	1.91
200-500	350	40.32	0.07	37.50	1	37.50	0.0762	2.86	0.26	9.75	0.10	3.75
500-630	565	12.60	0.35	8.19	1	8.19	0.0585	0.48	0.18	1.47	0.03	0.25
630-710	670	3.12	0.57	1.34	1	1.34	0.0775	0.10	0.21	0.28	0.03	0.04
710-1000	855	3.41	0.88	0.41	1	0.41	0.113	0.05	0.22	0.09	0.03	0.01
> 1000	-	1.40	1	0	1	0	-	-	-	-	-	-
		100.00		85.80		64.05		9.09		26.51		10.88

Tabla 4.6. Cálculo de los cortes industriales.

Para el corte a $100 \mu\text{m}$ se obtiene f_2 de la misma manera, y se multiplica el % en peso obtenido en el corte a $630 \mu\text{m}$ por f_2 para obtener el peso de la fracción entre las $100 - 630 \mu\text{m}$.

El contenido de Fe_2O_3 , TiO_2 y Al_2O_3 de cada fracción se ve entonces también afectado.

4.4.3. Arena Industrial $100 - 630 \mu\text{m}$.

Los resultados encontrados para obtener así la arena $100-630 \mu\text{m}$ industrial se muestran en la tabla 4.6.

La arena industrial $100-630 \mu\text{m}$ tendría un rendimiento de 64.05% con respecto a la arena bruta.

Su composición química sería:

$$\% \text{Fe}_2\text{O}_3 = \frac{9.09}{64.05} = 0.14 \%$$

$$\% \text{TiO}_2 = \frac{10.88}{64.05} = 0.17 \%$$

$$\% \text{Al}_2\text{O}_3 = \frac{26.51}{64.05} = 0.41 \%$$

Su granulometría sería la calculada en la tabla 4.7.

Malla μm	P % del bruto	Σ P % del bruto	P %	Σ P %
< 20	0.23	0.23	0.36	0.36
20 - 40	0.06	0.29	0.09	0.45
40 - 63	0.18	0.47	0.28	0.73
63 - 100	1.25	1.72	1.95	2.68
100 - 150	7.27	8.99	11.35	14.03
150 - 200	7.62	16.61	11.90	25.93
200 - 500	37.50	54.11	58.55	84.48
500 - 630	8.19	62.30	12.79	97.27
630 - 710	1.34	63.64	2.09	99.36
710 - 1000	0.41	64.05	0.64	100.00
> 1000	0.00	64.05	0.00	100.00

Tabla 4.7. Granulometría de la arena industrial 100 - 630 μm .

Haciendo una tabla comparativa del corte teórico con el corte industrial (tabla 4.8.), se observa que el rendimiento baja sensiblemente y el contenido de impurezas aumenta, sobre todo en Fe_2O_3 y Al_2O_3 .

	cortes teóricos	cortes industriales
Rendimiento Peso %	70.03	64.05
% Fe_2O_3	0.118	0.14
% TiO_2	0.16	0.17
% Al_2O_3	0.33	0.41

Tabla 4.8. Corte teórico vs industrial

4.5. ELIMINACION DEL HIERRO POR SEPARACION MAGNETICA.

La prueba de separación magnética se realizó con una muestra de arena - reconstituida en la fracción 100 - 630 μm para simular las condiciones industriales de operación.

Se realizaron dos recorridos sucesivos en el separador magnético de alta intensidad.

Las características de este separador de rotor inducido son las siguientes :

- diámetro del rotor : 150 mm
- longitud del rotor : 200 mm
- entrehierro : 3 mm
- velocidad de giro del rotor: 80 rpm
- campo magnético : 22,500 oersteds
- Gasto en la alimentación : 4 T/h - m de rotor

Los resultados obtenidos son los siguientes :

4.5.1. 1er. Recorrido.

Producto	P %	P% del bruto	% Fe ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃ en 100 g	Distribución Fe ₂ O ₃
Magnético	0.9	0.58	4.86	0.0437	31.35 %
no magnético	99.1	63.47	0.0966	0.0957	68.65 %
	-----	-----		-----	-----
	100	64.05		0.1394	100.00 %

Tabla 4.9. Resultados después de un recorrido

el análisis completo de esta arena obtenida es :

Compuesto	%
Fe_2O_3	0.0966
Al_2O_3	0.41
TiO_2	0.09

4.5.2. 2do. Recorrido

Producto	P %	P% del bruto	% Fe_2O_3	Fe_2O_3 en 100 g	Distribución Fe_2O_3
Magnético	0.5	0.33	0.499	0.00249	2.60 %
no magnético	98.6	63.14	0.0945	0.09317	97.40 %
	-----	-----		-----	-----
	99.1	63.47		0.0957	100.00 %

Tabla 4.10. Resultados después de 2 recorridos.

El análisis completo de la arena obtenida después del segundo recorrido

es :

Compuesto	%
Fe_2O_3	0.0945
Al_2O_3	0.41
TiO_2	0.09

4.5.3. Discusión.

En el primer recorrido se puede eliminar cerca del 30 % del hierro presente en la arena; junto con este hierro, se elimina cerca de la mitad del contenido de titanio.

Esto demuestra que gran parte del hierro se encuentra como magnetita - - (Fe_3O_4) pero también como ilmenita (FeTiO_3).

El segundo recorrido no permite bajar significativamente el contenido de Fe_2O_3 , puesto que sólo el 2.6 % del hierro que queda se logra separar.

La arena final obtenida después de estas dos pruebas tiene 0.0945 % de Fe_2O_3 , el cual es un valor todavía muy alto para la arena tipo "flint".

Tomando en cuenta que el resto de Fe_2O_3 presente está en general bajo la forma de mixtos y que en el segundo recorrido se obtuvo una separación muy baja, por este método no se puede lograr obtener una arena con un contenido de Fe_2O_3 menor a 0.094 %, aún aumentando el número de recorridos o disminuyendo el flujo.

4.6. ELIMINACION DEL HIERRO POR FLOTACION.

Se realizaron ocho pruebas de flotación sobre la fracción industrial 100 - 630 μm reconstituida.

En todos los casos se efectuó una flotación inversa, en la cual se recolectaron los óxidos de hierro en las espumas y se recuperó la arena purificada en las colas.

Se efectuaron cuatro ensayos de flotación inversa en medio ácido ($\text{pH} = 3$) con un sulfonato de petróleo como colector y cuatro ensayos de flotación inversa en medio básico ($\text{pH} = 9$) en dos de los cuales se utilizó un ácido graso como colector y en los otros dos un éster fosfórico.

Las condiciones de operación empleadas son :

Acondicionamiento :

- Concentración de la pulpa en sólidos : 1300 g /l

- velocidad de rotación del agitador : 750 rpm
- velocidad periférica del agitador : 6 m / s
- tiempo de acondicionamiento : 2 minutos
- introducción de los colectores al principio del acondicionamiento

Flotación :

Las pruebas de flotación se realizaron en una celda de laboratorio tipo - "Denver" con turbina de 85 mm de diámetro y succión por abajo.

- volumen de la celda : 2.5 litros
- velocidad de rotación : 850 rpm
- flujo de aire : 500 l/hora
- concentración de la pulpa : 400 g/l de sólidos

4.6.1. Resultados.

Los resultados obtenidos en las pruebas de flotación se resumen en la - tabla 4.11.

Los mejores resultados se obtuvieron en las pruebas No. 2 y 8; sin embar- go en la prueba No. 8 el rendimiento es bastante bajo, por lo que se puede - considerar que las condiciones de operación de la prueba No. 2 son las más con- venientes.

Los reactivos utilizados fueron los siguientes :

- colectores :

Medio de la flotación	No. de prueba	Tiempo de flotación (seg)	Rendimiento en Peso		% Fe ₂ O ₃ de la arena purificada.
			% de la operación	% del bruto	
ACIDO	1	150	95.0	60.8	0.0782
	2	120	88.0	56.4	0.0666
	3	130	93.0	59.6	0.0762
	4	180	75.9	48.6	0.0714
BASICO	5	90	99.9	64.0	0.13
	6	140	85.0	54.4	0.0789
	7	210	83.2	53.3	0.072
	8	200	71.63	45.9	0.0663

Tabla 4.11. Resultados de flotación de la arena sílica.

1 - aeropromotor 825 (de Cyanamid) : 250 g/t

2 - aeropromotor 840 (de Cyanamid) : 250 g/t

- espumante :

aceite de pino : 50 g/t

pH de la pulpa = 3.0 (ajustado con ácido sulfúrico)

Los aeropromotores 825 y 840 son colectores aniónicos formados por sulfonatos de petróleo. Proporcionan a los óxidos de hierro una superficie repelente al agua, para que se adhieran a las burbujas de aire y puedan flotar.

El aceite de pino (que consiste principalmente de α terpineol) es un vigoroso espumante; es una sustancia heteropolar que contiene un grupo hidroxilo y un hidrocarburo cíclico formando la parte no polar. Esto le da la propiedad de pasar fácilmente a la interfase aire-agua; su función principal es la de hacer que la corriente de aire entrante se desbarate o rompa, formando burbujas pequeñas (29).

Los resultados detallados de la prueba No. 2 se muestran en la tabla 4.12.

	P %	% Fe ₂ O ₃	P%Fe ₂ O ₃	% Al ₂ O ₃	%Al ₂ O ₃	%TiO ₂	P%TiO ₂
1ra. espuma	9.45	0.758	50.48	0.99	24.72	1.24	72.54
2da. espuma	2.56	0.476	8.59	0.82	5.55	0.53	8.40
Arena purificada	87.99	0.066	40.93	0.30	69.73	0.035	19.06
Reconstituido	100.00	0.14	100.00	0.40	100.00	0.16	100.00

Tabla 4.12. Resultados detallados en la segunda prueba de flotación.

4.6.2 Discusión.

La flotación en medio ácido permite obtener una arena con 0.066 % de Fe_2O_3 , valor que está muy cercano al requerido.

Con esta operación se bajó considerablemente el contenido de Al_2O_3 y TiO_2 ; por lo que respecta a estos dos compuestos los valores obtenidos están dentro de las normas fijadas.

El rendimiento de la operación no es muy alto (88%) debido a que para alcanzar valores tan bajos de Fe_2O_3 es necesario flotar el mismo tiempo algo de arena sílica asociada con fierro.

4.7. ARENA SILICA GRADO "FLINT"

4.7.1. Lixiviación.

Esta prueba tiene por objeto conocer la proporción de Fe_2O_3 que queda ligada a las partículas de sílice (mixtos) y la proporción de Fe_2O_3 que está atrapada en la malla cristalina de la sílice (esta última no es atacada por el ácido clorhídrico).

La prueba se efectuó con ácido clorhídrico concentrado en exceso, con una pulpa de arena conteniendo 666 ppm de Fe_2O_3 y llevando la mezcla durante media hora a 70°C. Por las condiciones en las que se efectúa, este ensayo no tiene ninguna aplicación industrial.

El resultado obtenido después de esta prueba es de 0.0261 % de Fe_2O_3 ;

este valor representa la cantidad de fierro atrapado en la malla cristalina de la sílice y determina el límite inferior de contenido de Fe_2O_3 que se podría alcanzar.

4.7.2. Atrición Acida.

El propósito de esta prueba es ver si por medio de una atrición con ácido sulfúrico, aplicable industrialmente, se puede reducir el contenido de fierro para que la arena cumpla con el requerimiento de grado "Flint".

La prueba de atrición se efectuó en una celda de laboratorio tipo "Denver" con las siguientes condiciones de operación :

- atrición con agitador de doble propela
- velocidad del agitador : 750 rpm (velocidad periférica = 7 m/s)
- volumen del recipiente : 1 litro
- tiempo de atrición : 12 minutos
- se utilizó una pulpa de arena 100 - 630 μ reconstituida y purificada por flotación (contenido de Fe_2O_3 = 0.066 %)
- concentración de sólidos : 70 % en peso
- cantidad agregada de H_2SO_4 al 98 % : 2.5 Kg/T

El resultado obtenido después de esta atrición es de 0.06 % de Fe_2O_3 . Aunque esta operación resulta costosa por el alto consumo de ácido que implica, permite obtener arena grado "Flint" de la calidad deseada.

4.8. PRUEBAS DE DECANTACION

4.8.1. Método.

Se efectuaron 2 pruebas de decantación física y 2 pruebas de decantación química con la fracción $< 100 \mu\text{m}$, correspondiente al corte industrial y cuya granulometría se da a continuación en la tabla 4.13.

Malla (μm)	P % del bruto	P %	Σ P %
< 20	11.02	50.67	50.67
20 - 40	2.76	12.69	63.36
40 - 63	2.35	10.80	74.16
63 - 100	3.75	17.24	91.40
100 - 150	1.82	8.37	99.77
150 - 200	0.05	0.23	100.00
	-----	-----	
	21.75	100.00	

Tabla 4.13. Análisis granulométrico de la muestra $< 100 \mu\text{m}$ reconstituida.

Esta granulometría se obtuvo de la misma manera que la granulometría de fracción 100 - 630 μ m industrial, utilizando la curva de reparto.

Estos ensayos de decantación se realizaron en probetas de 1 litro y de 330 mm de altura, con pulpas con concentraciones de 60 y 80 g/l de sólidos.

Se midieron las alturas de agua clara obtenidas en función del tiempo y se trazaron las gráficas correspondientes (fig. 4.12 y 4.13).

4.8.2. Resultados.

Los resultados obtenidos se resumen en la tabla 4.14 y 4.15.

Decantación física :

CONCENTRACION DE LA PULPA g/l	VELOCIDAD DE - DECANTACION m/h	CONCENTRACION DE LOS LODOS g/l	
		t = 24 h	t = 48 h
60	0.130	296	348
80	0.066	283	337

Tabla 4.14. Resultados de la decantación física.

Decantación química :

CONCENTRACION DE FLOCULANTE "FLOCOGYL AD 60" g/t	CONCENTRACION DE LA PULPA EN g/l					
	VELOCIDAD DE DECANTACION m/h	60		VELOCIDAD DE DECANTACION m/h	80	
		CONCENTRACION DE LOS LODOS (g/l)			CONCENTRACION DE LOS LODOS (g/l)	
		t = 15 min	t = 2 h		t = 15 min	t = 2 h
100				17.7	273	364
75	9.5	226	313	< 1		

Tabla 4.15. Resultados de la decantación química.

4.8.3. Discusión .

Para una pulpa con una concentración de 60 g/l, la velocidad de decantación física es de 0.13 m/h, alcanzando a tener los lodos una concentración de 296 g/l después de 24 horas.

Este resultado es bastante satisfactorio pues por ejemplo, un decantador de tres metros de profundidad promedio bastaría para satisfacer estas condiciones ($3m/0.13 \text{ mh}^{-1} = 23 \text{ horas}$).

Con la adición de un floculante la velocidad de decantación aumenta notablemente pero se requieren fuertes dosis para que la floculación empiece (con una pulpa de 80 g/l la adición de 75 g/t no tiene efecto sensible en la - - -

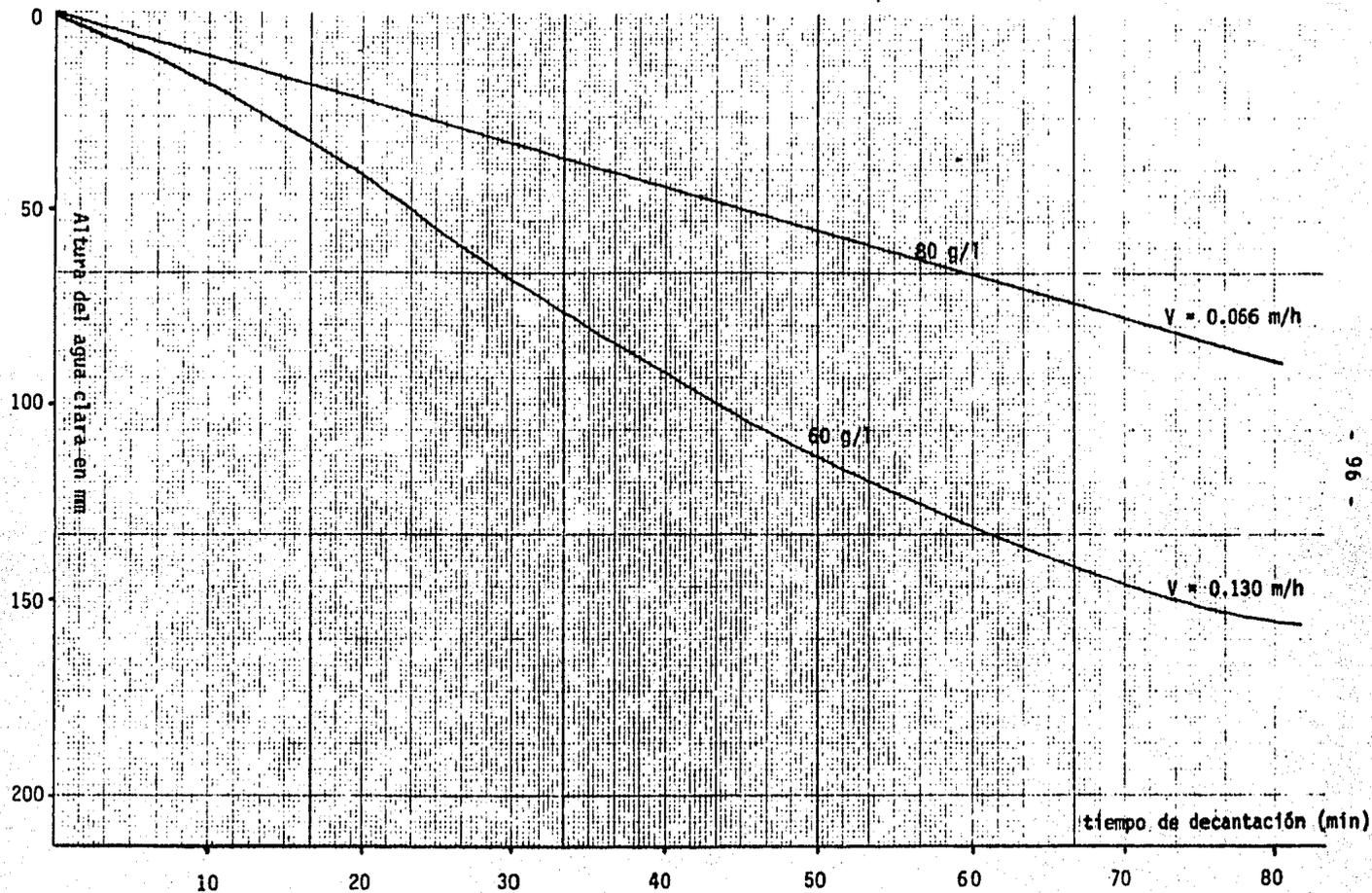


Fig. 4.12. Decantación física de la arena < 100 μm.

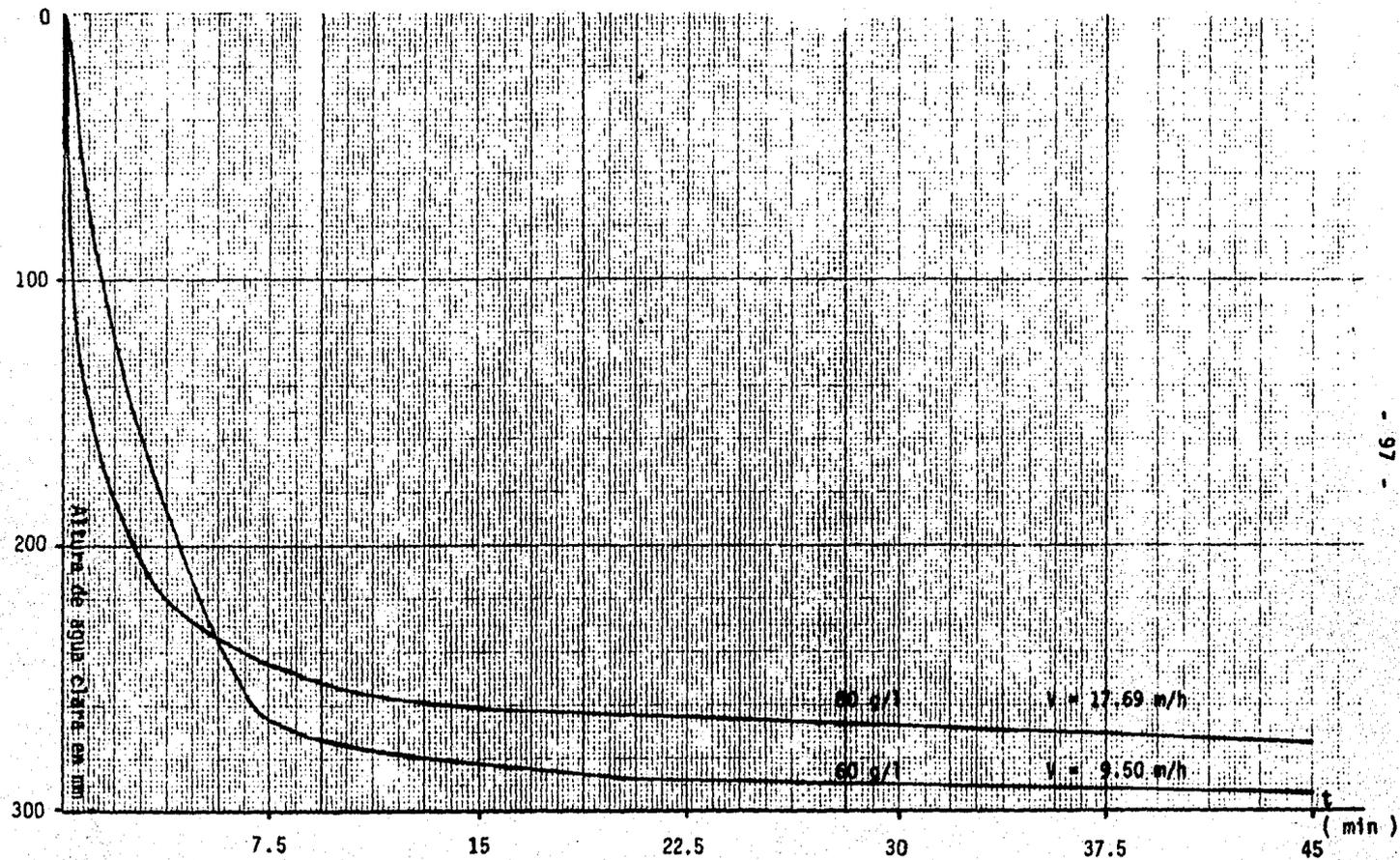


Fig. 4.13. Decantación química de la arena $\lt; 100 \mu\text{m}$.

velocidad de decantación, pero a 100 g/t esta velocidad es demasiado elevada). Las cantidades de floculante deben ser agregadas con precisión debido a que una pequeña variación afecta mucho la velocidad de decantación.

Estos resultados demuestran que una decantación física es suficiente para llegar a tener lodos espesados en un tiempo razonable.

4.9. PRUEBAS DE FILTRACION

4.9.1. Resultados.

Estas pruebas se llevaron a cabo en una capsula de 0.5 dm², con una pulpa de 660 g/l; se realizaron tres pruebas a diferentes presiones cada una, para poder determinar la compresibilidad de la torta.

En la primera prueba el vacio inicial fué de 400 mmHg y el final de 100 mmHg (-AP = 300 mmHg).

Después de un tiempo de filtración de 1'25" se obtuvo una torta con una humedad de 6.5 %.

El espesor de la torta fué de 35 mm.

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.16.

V se refiere al volumen de filtrado recolectado en el tiempo t.

4.9.2. Discusión.

La humedad final de la torta (6.5 %) se encuentra dentro del rango de valores deseados para poder efectuar posteriormente el secado de esta arena.

Los diferentes resultados encontrados para cada presión determinarán el comportamiento de la torta y permitirán dimensionar el filtro industrial adecuado en el Capítulo 7.

- $\Delta P = 300$ mmHg		- $\Delta P = 500$ mmHg		- $\Delta P = 700$ mmHg	
V (l)	t (seg)	V (l)	t (seg)	V (l)	t (seg)
0.100	19.4	0.100	13.6	0.100	6.3
0.150	25.3	0.150	17.6	0.150	9.4
0.200	32.9	0.200	22.5	0.200	13.2
0.250	41.8	0.250	28.7	0.250	17.8
0.300	52.3	0.300	35.8	0.300	23.1
0.350	64.8	0.350	43.9	0.350	29.2
0.400	78.9	0.400	53.1	0.400	36.0
0.420	85.0	0.420	63.2	0.420	39.0

Tabla 4.16. Resultados de las pruebas de filtración.

CAPITULO 5

DESARROLLO DEL PROCESO

5.1. SELECCION DEL PROCESO

Las operaciones que se realizan en una planta de beneficio ocurren generalmente en tres diferentes etapas :

- 1 - Se prepara mecánicamente el mineral, liberando la especie a concentrar de su ganga.
- 2 - Se separan las diferentes especies minerales empleando generalmente métodos físicos y a veces químicos. Después de estas separaciones sólido - sólido se efectúan separaciones líquido - sólido como la decantación, la filtración y el secado.
- 3 - Se evacúan los estériles, constituidos por la porción separada del mineral y que no tiene ningún valor comercial; para este propósito se construye generalmente una presa de jales cuando el material es tratado por vía húmeda, o bien se edifican terreros cuando se efectúa un tratamiento vía seca. En el primer caso, esta operación se acompaña frecuentemente con una recuperación de agua hacia la planta.

En nuestro caso, la primera etapa de preparación podría consistir en un atricionamiento que liberara a las arcillas de la sílice según se vio en las pruebas de laboratorio efectuadas.

En una segunda etapa se llevarían a cabo los cortes granulométricos y se

eliminaría el hierro, el titanio y el aluminio.

Entre los métodos más usuales para eliminar esta clase de impurezas están la separación magnética y la flotación; los resultados del capítulo 4 demuestran que el primer método no es lo suficientemente eficaz para obtener una arena de la calidad deseada mientras que la flotación permite bajar el contenido de Fe_2O_3 hasta un valor muy cercano al requerido. Tomando como base estos resultados experimentales, el mejor proceso para purificar la arena es una flotación seguida de un ataque químico con ácido sulfúrico.

Debido a que es más fácil separar los granos gruesos que los finos, se realizará primero el corte granulométrico a $630 \mu m$ y luego el corte a $100 \mu m$; estas operaciones permitirán también obtener una pulpa con las características deseadas a la cabeza de la flotación.

El diagrama de bloques del proceso resultante se presenta en la figura 5.1.; los rendimientos mostrados son respecto a la arena bruta alimentada y están basados en los resultados obtenidos en los cálculos de previsión de los cortes industriales y en las pruebas de flotación realizadas.

Para elaborar un diagrama de flujo más preciso es necesario considerar algunos criterios usualmente empleados cuando se desarrolla un proceso de beneficio de un mineral.

Debido a que la arena se presenta frecuentemente compactada en terrones y que junto con ella se pueden alimentar al mismo tiempo piedras, ramas o cualquier otro objeto indeseable, es necesario hacer un cribado previo, al principio

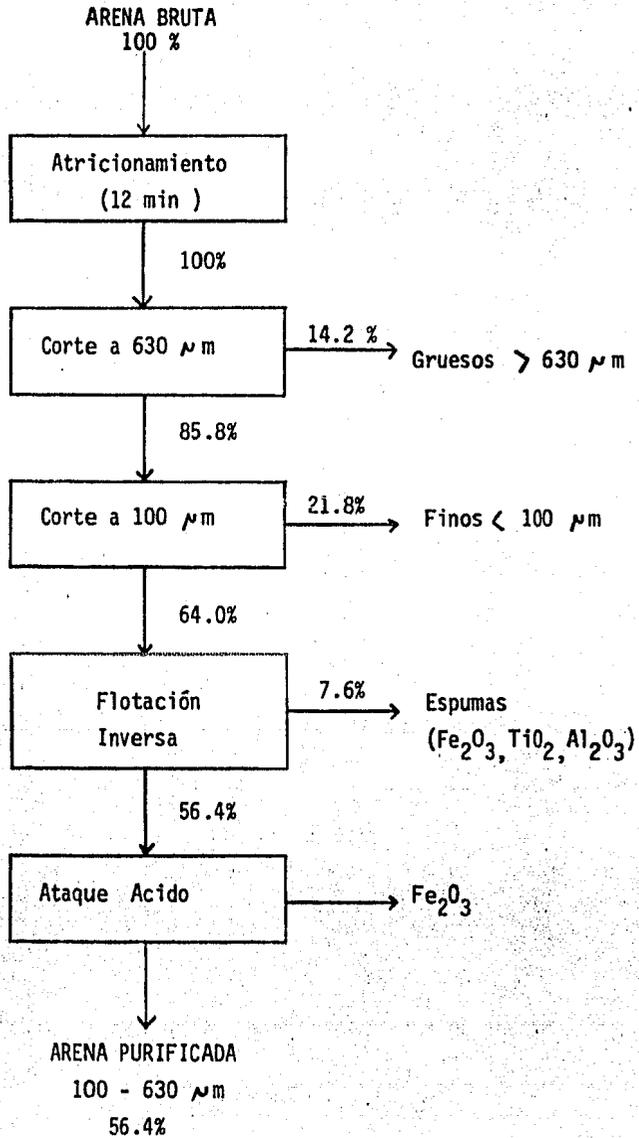


Fig. 5.1. Diagrama general del tratamiento de la Arena Sílica.

del proceso. Este cribado puede efectuarse, por ejemplo a 6 mm.

Otros puntos que se deben de considerar son los siguientes :

- 1) Para el corte fino a 100 μm , ya sea que se utilicen clasificadores o hidrociclones, la práctica recomienda que la separación se realice por lo menos en dos operaciones en serie en lugar de una sola. Esto se debe a que en general en este tipo de separaciones se realizan primero pruebas experimentales a nivel planta piloto para determinar los parámetros óptimos de operación de este tipo de equipos.

En nuestro caso, debido a que no se efectuaron esta clase de pruebas, se considerará que dos etapas de clasificación son suficientes.

- 2) Debido a que en el lugar del yacimiento el agua es poco abundante, se considerará dentro del proceso su recirculación, recuperándola por decantación de la fracción de finos separados.
- 3) Se diseñará el proceso de tal manera que se pueda producir arena tipo "Flint" o ámbar según las necesidades del mercado.
- 4) Se considerará una operación de espesamiento antes del ataque químico para concentrar la pulpa después de la flotación y así tener una atrición ácida con un alto porcentaje de sólidos.

Tomando en cuenta estos puntos, el diagrama de bloques del proceso completo sería el que se muestra en la figura 5.2.

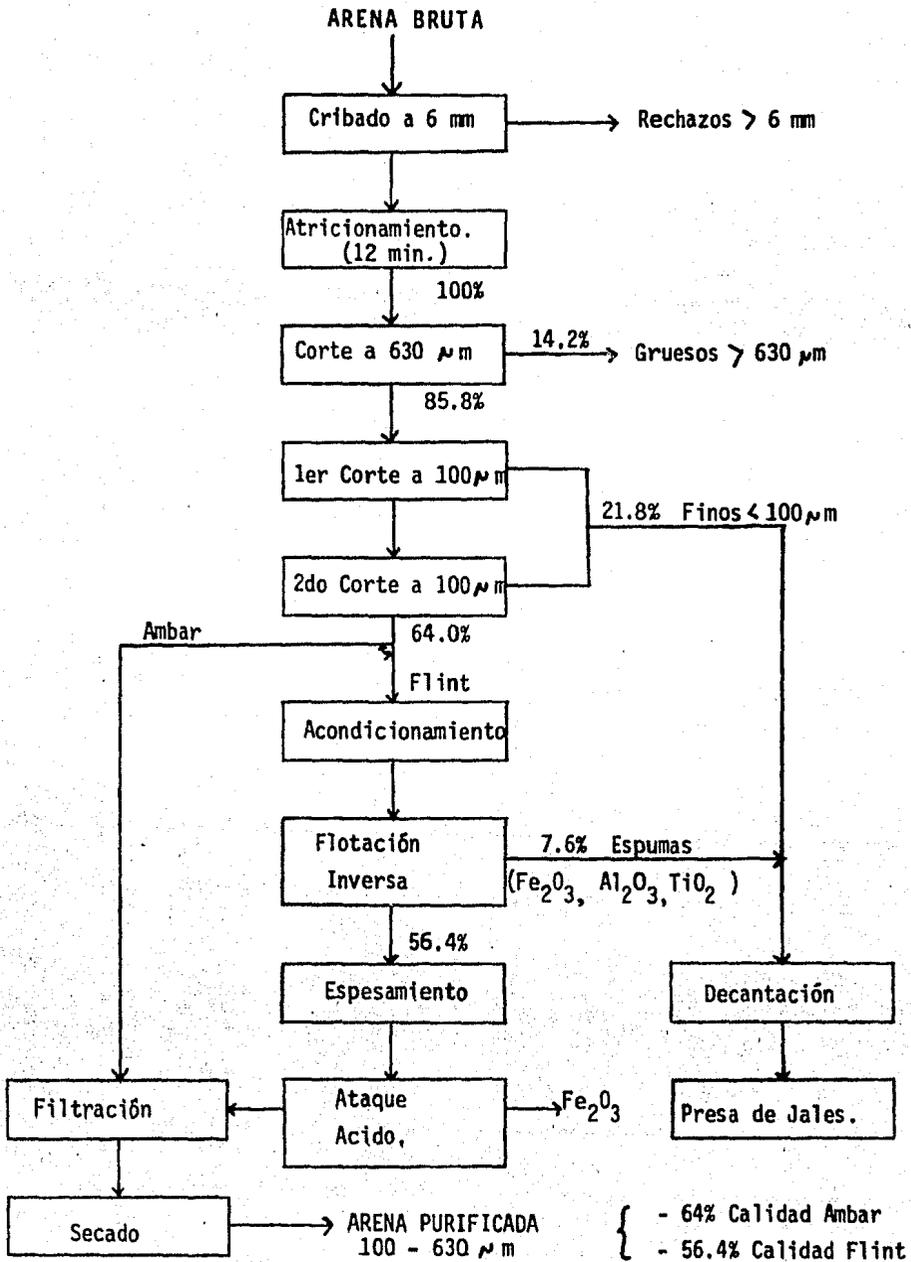


Fig. 5.2. Diagrama de bloques completo del tratamiento de la Arena Sílica.

5.2. SELECCION DEL EQUIPO.

5.2.1. Cribado a 6 mm.

Debido a la forma compactada en la que se encuentra la arena, el equipo más adecuado en este caso es una criba giratoria o trommel. Esta criba consiste de un cuerpo cilíndrico formado por una tela metálica o una lámina perforada; tiene un movimiento giratorio alrededor de un eje inclinado de 10 a 20 % sobre la horizontal para permitir la salida de los productos. La arena es alimentada en el extremo superior. El material menor a 6 mm. pasa a través de la malla y es recolectado en una pequeña tolva; el material mayor a 6 mm permanece en el cilindro, hasta ser descargado en el extremo inclinado inferior, por gravedad (fig. 5.3.).

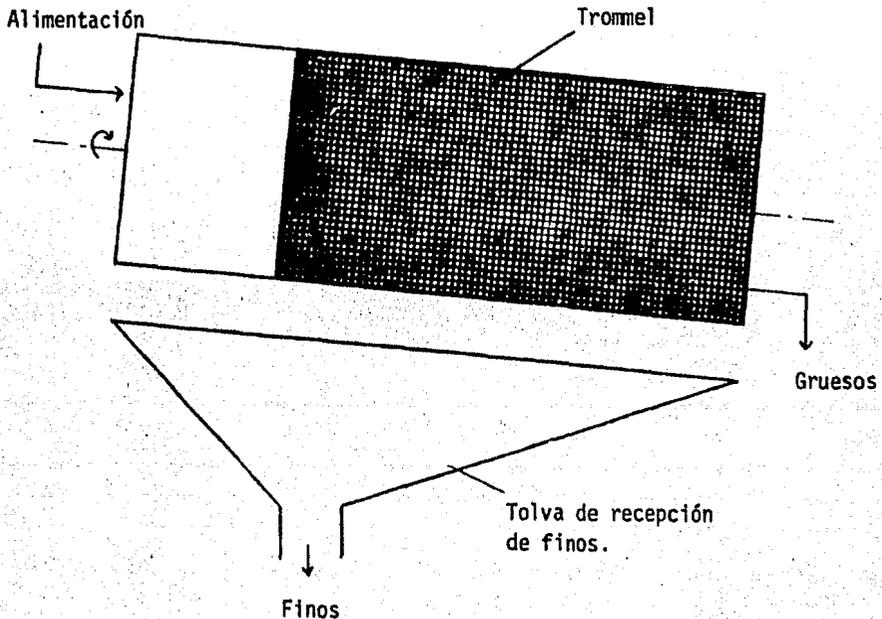


Fig. 5.3. Funcionamiento del trommel

Durante el tiempo que reside la arena dentro del trommel, el movimiento de éste la levanta y la deja caer repetidas veces sobre la tela, para romper los terrones y cribar adecuadamente el material.

5.2.2. CORTE A 630 μ m.

Esta separación granulométrica se puede realizar mediante un cribado o bien con un clasificador hidráulico. El principio de este último tipo de aparato es el siguiente: en un recipiente, en general de forma cónica, se genera un corriente de agua en sentido vertical; el material que se va a clasificar se alimenta en sentido contrario a esta corriente y de esta manera si el flujo de agua no es turbulento regresarán únicamente las partículas más ligeras, dejando caer al fondo las más pesadas. Como en este caso se trabaja con un sólo tipo de material, de densidad uniforme, entonces las partículas más livianas serán las de menor tamaño y es posible obtener una clasificación por tamaños.

Sin embargo es muy difícil obtener una separación con la precisión requerida en el caso de las arenas para vidrio. Es también un equipo que requiere un control continuo del gasto de alimentación y un gran consumo de agua. En cambio, la separación por cribado es una operación en la cual la clasificación de tamaños se hace directamente (y no por velocidad de sedimentación) lo que permite obtener mejores resultados. Aunque un poco más costosa, esta operación es más eficiente y más fácil de controlar, por lo que será la más adecuada para nuestro caso.

El problema reside ahora en determinar el tipo de equipo a utilizar.

Los aparatos que realizan un cribado se pueden clasificar en cuatro categorías (4) :

- rejas fijas
- rejas móviles
- cribas giratorias
- cribas planas

Las rejas fijas planas, llamadas usualmente parrillas, se utilizan para el cribado de material grueso de varios centímetros de diámetro promedio y la operación se hace en seco.

Por el contrario, las rejas curvas permiten efectuar en pulpas de minerales, cortes entre 0.2 y 0.8 mm. Están formadas por una reja en forma de cilindro con barras de sección trapezoidal que forman las generatrices del cilindro (fig. 5.4.).

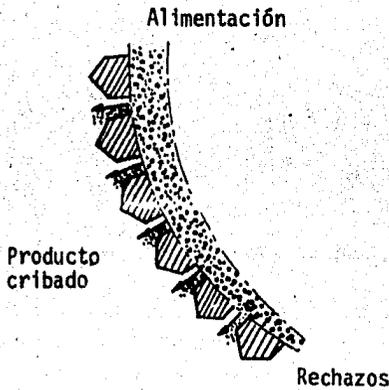


Fig. 5.4. Funcionamiento de la reja curva (4).

La pulpa debe estar lo suficientemente diluida y el flujo debe ser continuo y laminar. El corte granulométrico corresponde a la mitad de la distancia que separa las barras. Estas rejillas curvas son muy prácticas y ocupan muy poco espacio, pero su capacidad es pequeña y se tapan fácilmente.

Las rejillas móviles están formadas por rodillos colocados paralelamente y entre los cuales pasa el producto. Su uso se restringe a materiales gruesos de 100 - 500 mm.

Las cribas giratorias como el trommel seleccionado anteriormente, no permiten efectuar cribados tan finos debido a que la malla tiende a taparse constantemente.

En cambio las cribas planas, al estar sometidas a vibraciones constantes, facilitan el recorrido del material a lo largo de éstas y evitan su obturación. La inclinación de la criba (usualmente de 12 a 18°) facilita también la eliminación de los rechazos. Las vibraciones pueden generarse mecánicamente o eléctricamente. Las vibraciones mecánicas se transmiten normalmente desde excéntricas de alta velocidad (600 - 7000rpm) a la carcasa del aparato, generando un movimiento circular en los tamices. Las vibraciones eléctricas se producen con potentes solenoides y provocan una vibración local en el área de tamizado. La capacidad de estas cribas es bastante grande, las hay de varios tamaños con grandes áreas de cribado e incluso pueden tener varios pisos; el corte granulométrico que realizan puede ser de unos cuantos milímetros hasta 200 μ m.

De este análisis, se concluye que el equipo más adecuado para efectuar el corte a 630 μ m es una criba plana inclinada.

5.2.3. Corte a 100 μ m.

Los cortes granulométricos finos, como en este caso, se suelen realizar ya sea en clasificadores mecánicos o bien en hidrociclones, su descripción, funcionamiento y limitaciones, son la base para determinar cual es el más adecuado.

Clasificadores.

La clasificación se define como la separación de partículas de acuerdo a sus diferentes velocidades de sedimentación dentro de un fluido (18). Para la separación de partículas finas se emplean clasificadores mecánicos, los cuales utilizan algún medio mecánico para removerlas; generalmente este mecanismo actúa contra la fuerza de gravedad; el diámetro de corte varía desde la malla 20 a la malla 300(12) por lo que estos aparatos tienen una variada gama de aplicaciones.

Están constituidos de un recipiente rectangular inclinado en el cual los sólidos pesados sedimentan mientras que las partículas ligeras rebosan en el extremo inferior. Esta parte del clasificador, llamado estanque, es la zona en la que se produce la clasificación. La pulpa se introduce continuamente en un punto intermedio del recipiente, su velocidad de flujo y su concentración se ajustan de modo que los finos no tengan tiempo de sedimentar y sean arrastrados con el líquido que sale del clasificador. Las partículas más grandes que sedimentan hasta el fondo del canal son retirados por medio de un transportador helicoidal rotatorio o bien por medio de rastrillos. El primer tipo, llamado generalmente clasificador de espiral, es el de uso más

frecuente; el fondo del recipiente es en este caso semicilíndrico (fig.5.5.).

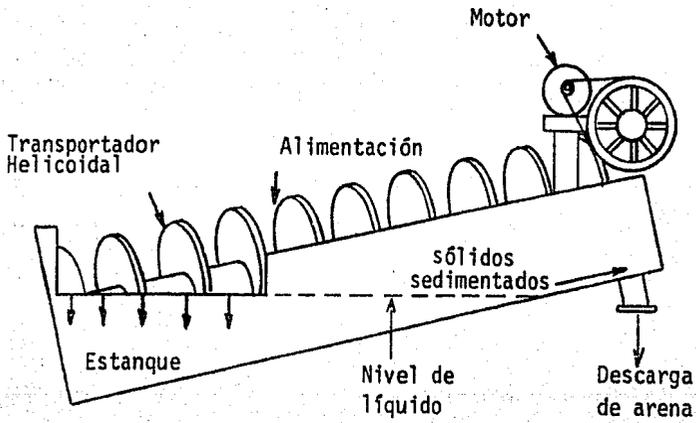


Fig. 5.5. Clasificador de espiral.

Este mecanismo para remover la arena, sirve también para mantener las partículas finas en suspensión mediante una suave agitación de la pulpa en el extremo inferior del aparato. Al voltear constantemente la arena que sale del estanque, este mecanismo ayuda también a liberar las partículas finas, las cuales son entonces arrastradas por un pequeño flujo de agua de lavado que se alimenta a contracorriente o por medio de espreas; esta acción aumenta la eficiencia de la separación.

Este tipo de aparatos tiene la ventaja de servir al mismo tiempo de medio de transporte de la arena, ahorrando el uso de bombas. La velocidad de los rastrillos o de la espiral puede modificarse para variar el grado de turbulencia en la zona de clasificación y para agitar la arena con el fin de quitarle los finos que pudiera arrastrar. La alimentación de los clasificadores suele hacerse con una pulpa a 30 % de sólidos en peso pero ésta puede modificarse sin afectar la eficiencia de la separación. En el flujo superficial se obtiene una pulpa con 20 a 40 % de sólidos y en la descarga de gruesos se obtiene una pulpa con 70 a 80 % de sólidos. La imperfección de estos aparatos es del orden de 0.6 (4). Otra gran ventaja de los clasificadores es su flexibilidad debido al rango de capacidades que un sólo tamaño puede manejar. Variando la velocidad de rotación de la espiral esta capacidad puede incrementarse aún más. La inclinación del aparato depende del diámetro de corte que se desee.

Hidrociclones

El hidrociclón está formado por un cilindro de fondo cónico, con una entrada tangencial cerca de la parte superior y una salida en el fondo del cono. Para la mayoría de las separaciones, al cono se le da un ángulo de 20°, pero

para separaciones muy finas un ángulo de 30° ha demostrado dar mejor resultado (29). La alimentación penetra tangencialmente en el cilindro a través de un tubo colocado en la pared lateral bajo una presión que usualmente varía de 5 a 10 libras por pulgada cuadrada. La entrada tangencial de la pulpa al cilindro le imparte una velocidad rotacional que genera fuerzas centrífugas que en magnitud son superiores a la de la gravedad. Bajo la influencia de estas fuerzas, las partículas sólidas se separan de acuerdo con su tamaño y peso específico. Las partículas gruesas son impulsadas hacia los lados del cono y descienden siguiendo una trayectoria en espiral hasta alcanzar la abertura del vértice inferior a través del cual son descargadas. Las partículas finas, junto con la mayor parte del agua, son tomadas por el remolino (vortex) que se forma en el centro, antes de que alcancen las paredes del ciclón y viajan hacia arriba - - hasta que llegan al localizador del vórtice (fig. 5.6.), a través del cual son descargadas. Al flujo superior se le denomina "overflow" o "vortex" y al inferior se le denomina "underflow" o "apex".

La característica principal del ciclón, su diámetro, se define como el diámetro interior de la parte cilíndrica (2) pero su geometría puede variar enormemente (ángulo, diámetro de la alimentación, longitud de la parte cilíndrica, longitud de la parte cónica, etc.) por lo que la mayoría de los fabricantes definen un ciclón "típico". Si D_0 es el diámetro del ciclón, este tiene las siguientes características (fig. 5.6.) :

- el área del orificio de alimentación es de 6 a 8 % el área del cilindro del ciclón.
- el localizador de vórtice tiene un diámetro $D_2 = 0.4 D_0$

- la longitud de la parte cilíndrica es $L_0 = D_0$
- el ángulo de la parte cónica es de 20°
- la abertura inferior (apex) no debe ser menor a $0.1 D_0$

La punta del cono es generalmente de hule y se puede cortar para aumentar el área e incluso intercambiarla, según el funcionamiento observado del hidrociclón. Si el hidrociclón es utilizado solamente para eliminar agua, se deben cambiar ligeramente algunos parámetros de diseño (18) :

- diámetro de la alimentación : $D_1 = \frac{D_0}{4}$
- diámetro del underflow : $D_2 = \frac{D_0}{3}$
- longitud del cilindro : $L_c = 5.0 D_0$
- longitud del localizador de vórtice ; $L_v = 0.4 D_0$

En este tipo de separador la concentración de sólidos en la alimentación es probablemente la variable más importante (2) debido a que un aumento en ésta, afecta la viscosidad de la pulpa y por lo tanto el funcionamiento del hidrociclón. Otras dos variables que afectan la eficiencia de la separación es la caída de presión (diferencia de presión entre la alimentación y el flujo superior) y la densidad del sólido. Estas dos últimas variables son en general constantes, siendo la primera la que más debe de cuidarse durante la operación de la planta. También debe tenerse un buen control de la cantidad de sólidos alimentados pues el hidrociclón trabaja con una capacidad determinada; si se encuentra sobrecargado, pasarán muchos gruesos en el flujo superior, y si tiene poca carga pasarán muchos finos en el flujo inferior.

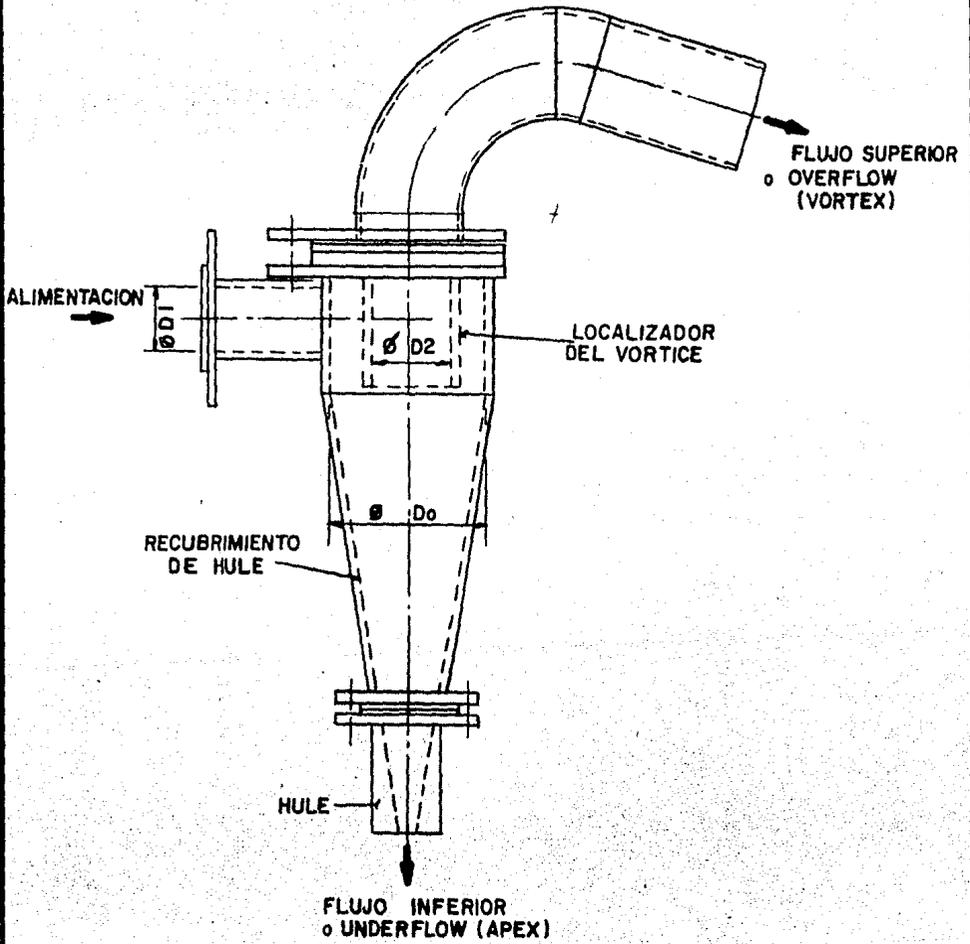


Fig. 5.6 Hidroclón

El hidrociclón es extremadamente versátil, pudiendo utilizarse como espesador, clasificador o deslamador. Sus mayores ventajas son su sencillez, su bajo costo y su tamaño generalmente pequeño. Sin embargo para su funcionamiento se requiere de una bomba y por lo general junto a ésta, un tanque de bombeo. Otra gran ventaja de este aparato es su rápida puesta en marcha; al hacerse la separación instantáneamente, se ahorran de una a dos horas para que la planta alcance su régimen constante. Esto es a veces muy útil cuando se quiere tener una respuesta rápida para determinar el efecto causado por la modificación de una variable del proceso. Su imperfección es del orden de 0.3 (4) por lo que cuando este aparato está adecuadamente seleccionado y se tiene un buen control de la cantidad y concentración de sólidos en la alimentación, la eficiencia de la separación es superior a la de los clasificadores mecánicos. Por estas razones se incluirán los hidrociclones para la separación a 100 μ m dentro del proceso desarrollado.

5.2.4. Filtración.

Entre los filtros industriales más comunes, los que más aplicación tienen para nuestro propósito son :

- los filtros prensa
- los filtros horizontales
- los filtros de tambor rotatorios
- los filtros de discos rotatorios

El primero es discontinuo y los tres últimos son continuos y de vacío.

debido a que estos equipos son ampliamente conocidos y la literatura es muy abundante (11, 23, 34), se prescindirá el hacer una descripción de los mismos y sólo se mencionarán las características de operación y las ventajas de cada uno de ellos.

Filtro prensa.

Este filtro es de bajo costo inicial, bajo mantenimiento y extrema flexibilidad (23). Sin embargo la necesidad de desarmarlo manualmente después de cierto período, representa una labor considerable, por lo que se prefiere la utilización de otro filtro, que no sea discontinuo.

Filtro horizontal.

Se adapta particularmente a la filtración de sólidos de drenado rápido (23). Su superficie horizontal impide que los sólidos caigan, o sean arrastrados por el agua de lavado, y pueden tolerar capas excepcionalmente pesadas; tiene una capacidad muy grande cuando opera con sólidos que escurren fácilmente. Son más caros que los filtros de tambor y requieren generalmente un gran espacio para una área determinada de filtrado, comparado con los otros filtros (18).

Filtro de tambor rotatorio.

Su diámetro varía de 1 a 4.5 m, teniendo áreas de filtrado de 1 a 8 m². Si los sólidos sedimentan fácilmente, no se forma una torta satisfactoria y debe de alimentarse en la parte ascendente del tambor, por lo que entonces sólo la mitad de este tiene un uso efectivo, al ser la torta descargada antes

de llegar al recipiente lleno de suspensión y en el cual el tambor esta sumergido. Otra alternativa sería proveer un mecanismo de agitación para evitar el asentamiento de sólidos como la arena. El costo de estos filtros es alto, - siendo su aplicación más común para pulpas que tienen una pequeña velocidad de filtración.

Filtro de discos rotatorios.

El principio de este filtro es el mismo que el de tambor rotatorio pero - puede presentar una superficie mucho mayor. Cada filtro tiene de 1 a 12 discos que pueden ser mayores de 5 metros, y tener uno hasta 30 m^2 de superficie de filtración. De los filtros continuos, estos son los más baratos (18) y los más compactos. Su mayor desventaja es que no se puede efectuar un lavado de la torta.

En la tabla 5.1. se indican las diferentes variedades de estos tipos de filtros y sus características necesarias de alimentación así como sus capacidades para el lavado de la torta.

De las características mencionadas para los diferentes tipos de filtros y de la tabla 5.1. se deduce que el más conveniente para la filtración que se desea efectuar es el continuo horizontal de vacío por las siguientes razones:

- La alimentación se va a efectuar con una concentración de 70 % de sólidos (ver balance de materia).
- Se necesita un buen lavado para eliminar el fierro disuelto en el ataque químico, en el caso de la producción de arena para vidrio claro.

TIPO DE FILTRO	LAVADO					% SOLIDOS EN LA ALIMENTACION						
	0	25	50	75	100	0	1	5	10	20	+	
DE VACIO DE TAMBOR CONTINUO												
DESCARGA CON SEPARADOR		////	////					////	////	////		
DESCARGA DE CUERDA		////	////					////				
DESCARGA DE RODILLO		////	////					////				
DESCARGA DE BANDA		////	////	////				////	////	////	////	
ALIMENTACION SUPERIOR											////	
HORIZONTAL CONTINUO												
NORMAL		////	////	////					////	////	////	
INCLINADO		////	////	////	////				////	////	////	
DE BANDA		////	////	////	////				////	////	////	
DE PRESION												
PRENSA		////	////					////	////	////		

Tabla 5.1 Capacidad de lavado y contenido de sólidos en la alimentación de varios filtros (12).

- El material manejado escurre fácilmente.
- La arena que llega a esta operación tiene una granulometría mayor a 100 μ m y sedimenta rápidamente.
- La torta formada puede ser bastante espesa, lo que ahorra área de filtrado.

5.2.5. Secado.

Existen muchos tipos de secadores empleados en la industria por lo que sólo se analizarán las características de operación de los que sean más susceptibles de aplicarse para el secado de la arena, con el fin de poder seleccionar entre éstos, el más conveniente para nuestro caso.

Un factor importante en la selección de un secador es la forma física del material alimentado. De ésta depende en gran parte su selección (fig. 5.7.). Otro factor que se debe de tomar en cuenta es su capacidad (fig. 5.8.).

Analizando estas dos figuras se deduce fácilmente que sólo hay tres tipos de secadores que podrían convenir para nuestro propósito :

- el secador de lecho fluidizado
- el secador neumático
- el secador rotatorio

Secador de lecho fluidizado

Es conveniente para el secado de material fino cuando las partículas pueden ser suspendidas en una corriente ascendente de aire o gas caliente. Las

características principales de estos lechos incluyen el flujo tangencial del sólido y el gas de secado, un tiempo de residencia controlable de los sólidos y la posibilidad de cualquier temperatura del gas (34). Es necesario que los sólidos fluyan libremente y tengan un tamaño de 0.1 a 36 mm. Los sólidos gruesos, demasiado grandes para ser fluidizados fácilmente, pueden manejarse en un "lecho de borboteo".

Secador neumático.

En este secador la velocidad de los gases se incrementa hasta que permita levantar los sólidos del lecho para acarrearlos junto con el gas fluidizante; el tiempo de secado es muy corto (unos cuantos segundos) lo que limita este método a casos en que sólo se tenga humedad superficial en el sólido. Debido a que todavía no se tienen cuantificados todos los parámetros que influyen en este tipo de secado, es necesario hacer antes pruebas piloto.

Secador rotatorio.

Es el que tiene un uso más generalizado en el secado de materiales granulares y minerales. Se puede emplear si los sólidos no son demasiado finos, o bien si no son pegajosos. Su capacidad es muy grande y el tiempo de retención del material es lo suficientemente largo para secar materiales con humedad ligada. Su dimensión varía desde 0.8 a 3 metros de diámetro y desde 4 hasta 20 metros de longitud.

Para el secador neumático, la arena es demasiado gruesa y pesada para poderla suspender en el gas, además de que ésta requiere de un mayor tiempo de

secado para liberar su humedad. En el secador de lecho fluidizado sería muy difícil que los sólidos fluyan libremente en el lecho debido a la alta tendencia que tiene la arena a compactarse.

El secador más conveniente es entonces el rotatorio, el cual satisface las condiciones de capacidad, tipo de material a secar y velocidad de secado requeridas.

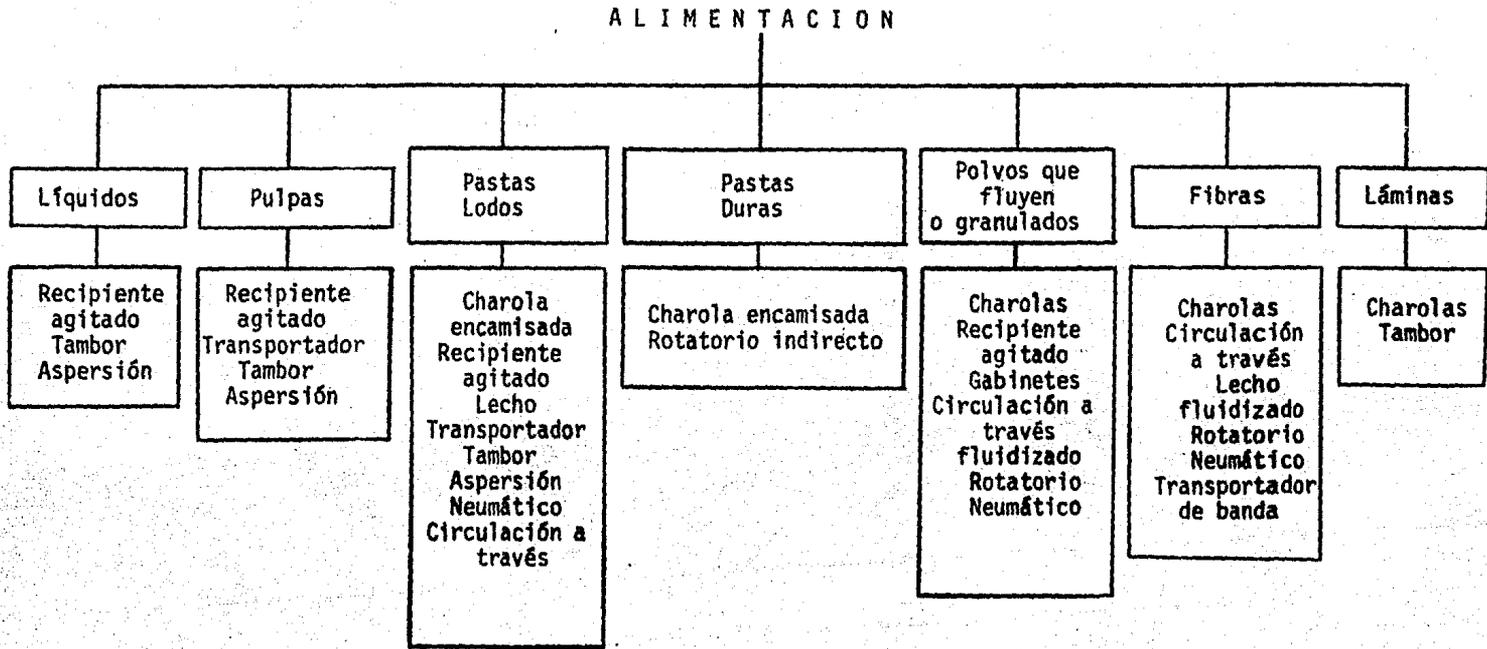


Fig. 5.7. CLASIFICACION DE SECADORES BASADA EN LA FORMA FISICA DEL MATERIAL ALIMENTADO.

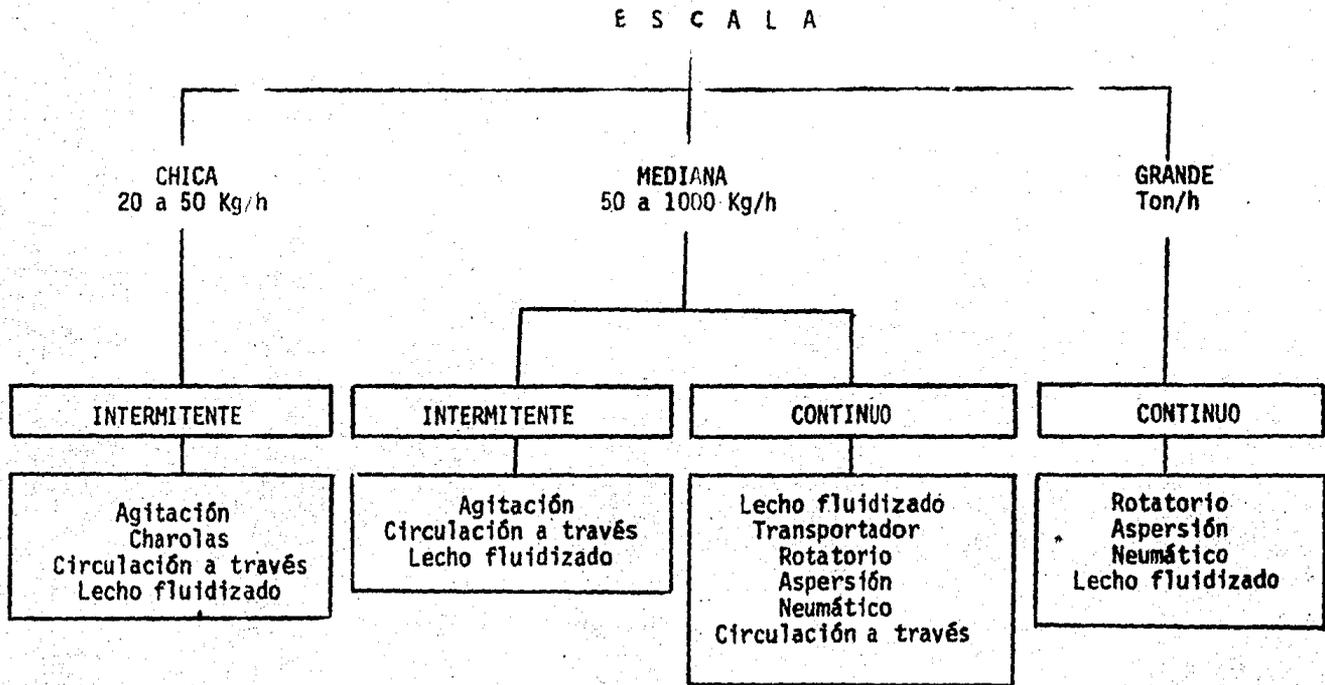


Fig. 5.8. CLASIFICACION DE SECADORES DE ACUERDO A LA ESCALA DE PRODUCCION.

CAPITULO 6

DESCRIPCION DEL PROCESO

6.1. DIAGRAMA DE FLUJO

Ya seleccionado el equipo del proceso, se puede establecer el diagrama de flujo, con el fin de hacer el balance de materia y dimensionar el equipo principal.

Este diagrama se muestra en el plano 01; dentro del proceso, se diseñó un sistema de neutralización para el tratamiento de las aguas ácidas del circuito de arena tipo "Flint".

Puede considerarse en la planta cuatro secciones de operación :

- 1 - Preparación mecánica y clasificación granulométrica
- 2 - Circuito "Flint" para eliminación de hierro en la arena
- 3 - Filtración y secado
- 4 - Tratamiento y distribución del agua

El listado del equipo que aparece en el diagrama de flujo es el siguiente :

Sección de preparación mecánica y clasificación :

- 1.1 transportador de banda de arena bruta
- 1.2. trommel para cribado a 6 mm

- 1.3 celdas de atrición
- 1.4 criba plana inclinada
- 1.5 tanque de bombeo
- 1.6 bomba tipo Denver SRL
- 1.7 ciclón para corte a 100 μ m
- 1.8 tanque de bombeo
- 1.9 bomba tipo Denver SRL
- 1.10 ciclón para corte a 100 μ m

Sección para la obtención de arena tipo "Flint" :

- 2.1 caja de "By-Pass" para seleccionar el tratamiento de la arena
- 2.2 tanque acondicionador
- 2.3 tanque acondicionador
- 2.4 celdas de flotación
- 2.5 tanque de bombeo
- 2.6 bomba tipo Denver SRL
- 2.7 ciclón espesador
- 2.8 celdas de atrición

Sección de filtración y secado :

- 3.1 filtro contínuo horizontal
- 3.2 bomba de recirculación de filtrados
- 3.3 transportador de banda de arena final húmeda
- 3.4 secador rotatorio
- 3.5 transportador de banda de arena final seca

Sección de tratamiento y distribución de agua :

- 4.1 tanque de preparación de cal
- 4.2 tanque de distribución de cal
- 4.3 bomba de lechada de cal
- 4.4 tanque de neutralización
- 4.5 tanque de bombeo
- 4.6 bomba tipo Denver SRL
- 4.7 decantador
- 4.8 depósito de agua decantada
- 4.9 bomba de recirculación de agua
- 4.10 tanque de agua clara
- 4.11 bomba de lodos del decantador

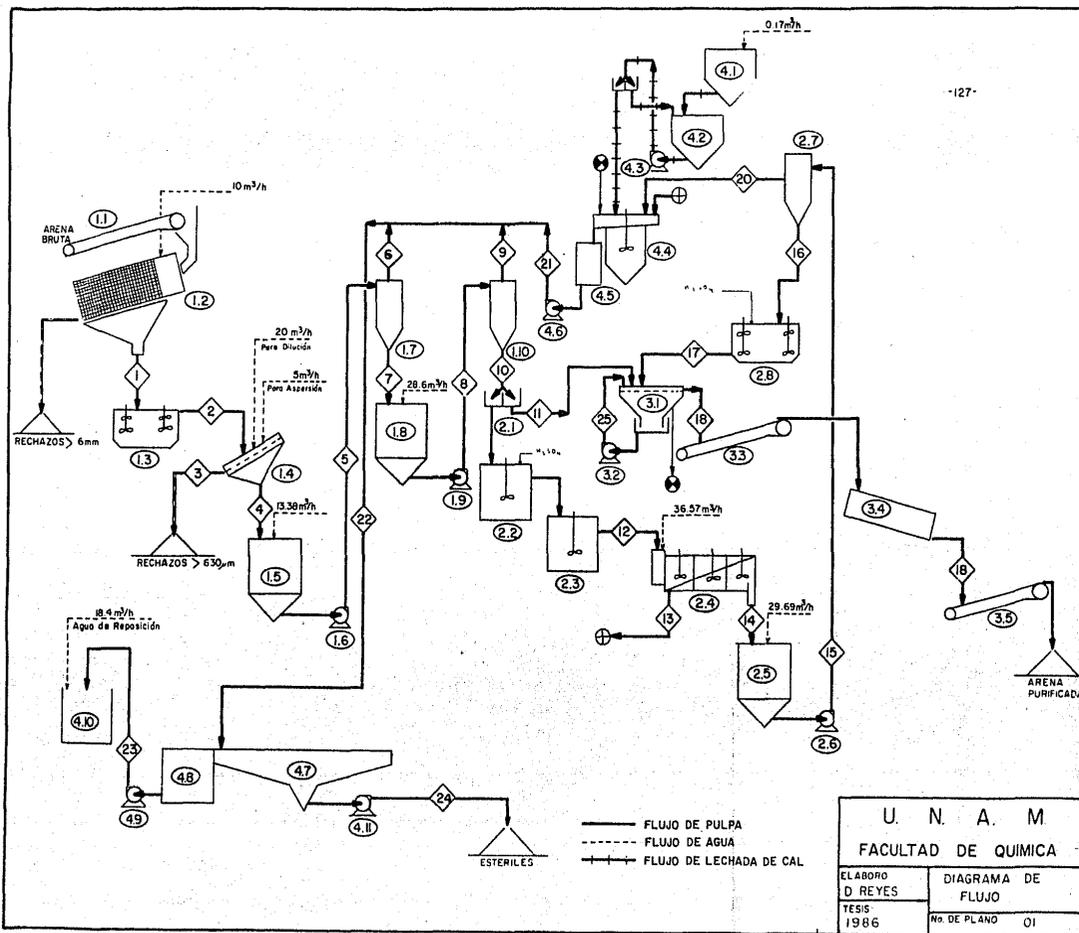
6.2. BALANCE DE MATERIA

En una planta de proceso de este tipo, el balance de materia se realiza partiendo de la capacidad proyectada y de los rendimientos obtenidos en laboratorio o en pruebas de planta piloto de las diferentes etapas de separación.

Tomando como base estos datos, se calculan la concentración, la densidad, el % de sólidos y la cantidad de agua necesaria en cada etapa del proceso. Esto permite dimensionar los equipos y seleccionar el tamaño de las tuberías.

6.2.1. Datos básicos para realizar el balance de materia.

Capacidad proyectada : 30 T/h de arena bruta



U. N. A. M.	
FACULTAD DE QUIMICA	
ELABORADO D REYES	DIAGRAMA DE FLUJO
YESIS 1986	NO DE PLANO 01

Rendimiento del corte granulométrico a $630 \mu\text{m}$: 85.8 %

Rendimiento del corte granulométrico a $100 \mu\text{m}$: 74.65 %

Rendimiento de la flotación inversa : 87.99 %

Densidad específica del material : 2.65

Densidad específica del agua : 1.00

Para la separación a $100 \mu\text{m}$, se considerará que el 70 % de los finos se separan en la primera etapa de hidrociclonaaje y el 30% restante, en la segunda etapa.

6.2.2. Cálculos de balance de materia.

Para los cálculos que a continuación se efectuarán, se usará la siguiente notación :

w_1 = flujo másico en T/h de sólidos

w_2 = flujo másico en T/h de agua

W = flujo másico en T/h de pulpa

q_1 = flujo volumétrico en m^3/h de sólidos

q_2 = flujo volumétrico en m^3/h de agua

Q = flujo volumétrico en m^3/h de pulpa

d_1 = densidad de la arena en Kg/l

d_2 = densidad del agua en Kg/l

D = densidad de la pulpa en Kg/l

P = % de sólidos en peso de la pulpa

V = % de sólidos en volúmen de la pulpa

C = concentración de sólidos en la pulpa, en g/l

Corriente $\diamond 1$: alimentación 0 - 6 mm

sólidos : $w_1 = 30 \text{ T/h}$

Esta pulpa deberá detener un 75 % de sólidos en peso para que se efectúe un buen atricionamiento en la siguiente operación :

$$\text{tenemos } P = \frac{w_1}{w_1 + w_2} = * 100$$

El agua de dilución necesaria será entonces :

$$w_2 = \frac{w_1 (100-P)}{P}$$

$$w_2 = \frac{30 (100 - 75)}{75} = 10 \text{ T/h}$$

lo que equivale a un gasto q_2 de $10 \text{ m}^3/\text{h}$.

$$q_1 = \frac{w_1}{d_1}$$

$$q_1 = \frac{30 \text{ T/h}}{2.65 \text{ T/m}^3} = 11.32 \text{ m}^3/\text{h}$$

El flujo de pulpa en $\diamond 1$ es entonces :

$$Q = q_1 + q_2$$

$$Q = 11.32 + 10 = 21.32 \text{ m}^3/\text{h}$$

El flujo másico en $\diamond 1$ es :

$$W = w_1 + w_2$$

$$W = 30 + 10 = 40 \text{ T/h}$$

Densidad de la pulpa :

$$D = \frac{w_1 + w_2}{Q}$$

$$D = \frac{40}{21.32} = 1.87 \text{ Kg/l}$$

% de sólidos en volumen :

$$V = \frac{q_1}{q_1 + q_2} \times 100$$

$$V = \frac{11.32}{(11.32 + 10)} \times 100 = 53.09 \%$$

Concentración de sólidos :

$$C = \frac{w_1}{Q}$$

$$C = \frac{30}{21.32} * 1000 = 1407 \text{ g/l}$$

Corriente $\diamond 2$: salida atricionador

Las características de esta corriente son las mismas que en $\diamond 1$, ya que en la atrición sólo se agitó la arena para liberar la arcilla.

Corriente $\diamond 3$: salida de gruesos de la criba plana.

La cantidad de material $> 630 \mu\text{m}$ corresponde a 14.2 % de la arena bruta alimentada (según el cálculo de previsión del corte industrial).

Tenemos entonces :

$$w_1 = 0.142 \times 30 = 4.26 \text{ T/h}$$

En una criba plana, los rechazos salen generalmente con una humedad de 11 a 13 %. Considerando el promedio de estos valores, la cantidad de agua que se pierde junto a este material es :

$$w_2 = \frac{4.26}{0.88} \times 0.12 = 0.58 \text{ T/h} \quad (q_2 = 0.58 \text{ m}^3/\text{h})$$

Las demás características de esta corriente se determinan de la misma manera que anteriormente; los resultados se muestran en la tabla 6.1.

Corriente $\diamond 4$: salida de finos de la criba plana.

La cantidad de material $< 630 \mu\text{m}$ corresponde a 85.8 % de la arena bruta alimentada (según el cálculo de previsión del corte industrial).

Tenemos entonces :

$$w_1 = 0.858 \times 30 = 25.74 \text{ T/h}$$

Debido a que la criba se debe de alimentar con una pulpa con menos % de sólidos que la que sale del atricionador, se debe de hacer un ajuste de agua en la alimentación de ésta; también se debe de considerar la dilución provocada por el agua de aspersión.

Considerando que se va a agregar $20 \text{ m}^3/\text{h}$ de agua para diluir esta pulpa, la alimentación de la criba se hará a una concentración :

$$\frac{30}{10 + 20 + 30} \times 100 = 50 \%$$

Para el agua de aspersión, se considera un gasto de $5 \text{ m}^3/\text{h}$.

La cantidad de agua que sale $\diamond 4$ es entonces :

$$q_2 = 10 + 20 + 5 - 0.58 = 34.42 \text{ m}^3/\text{h}.$$

La cantidad de pulpa en $\diamond 4$ es :

$$W = w_1 + w_2 = 25.74 + 34.42 = 60.16 \text{ T/h}$$

$$Q = \frac{w_1}{d_1} + q_2 = \frac{25.74}{2.65} + 34.42 = 44.13 \text{ m}^3/\text{h}$$

Las demás características de esta corriente se encuentran en la tabla - 6.1.

Para las demás corrientes se efectúan también el mismo tipo de cálculos, por lo que no es necesario repetirlos y sólo se dan los resultados en la tabla

6.1.

Sin embargo, vale la pena mencionar las concentraciones que se toman en cuenta en la entrada y en la salida de los hidrociclones; estas concentraciones se basan en pruebas semi-industriales hechas en planta piloto (14) y son las siguientes :

Alimentación hidrociclones : 35 % en peso (447 g/l)
Underflow hidrociclones : 70 % en peso (1241 g/l)
Overflow primera etapa de hidrociclonaaje : 13 % en peso (138 g/l)
Overflow segunda etapa de hidrociclonaaje : 2.75 % en peso (28 g/l)

Las concentraciones en los acondicionadores y en las celdas de flotación serán las mismas que se utilizaron en las pruebas de laboratorio :

para el acondicionamiento : 1300 g/l (71.8 % en peso)
para la flotación : 400 g/l (32 % en peso)

La concentración de los lodos del decantador será la misma que la encontrada en la prueba de laboratorio : 296 g/l (25.0 % en peso).

6.3. CONSUMO DE REACTIVOS.

La dosificación adecuada de los reactivos es un factor muy importante para la buena operación de la planta y puesto que está íntimamente ligada con el balance de materia, a continuación se determinará el consumo para cada reactivo.

CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CONCEPTO	Alimentación 0_6 mm.	Salida Atricionador	Rechazos > 630 μ m.	Finos Criba Plana	Alimentación Ciclones	Over Flow 0_100 μ m	Under Flow 100_630 μ m	Alimentación Ciclones	Over Flow 0_100 μ m	Under Flow 100_600 μ m
T/h Sólidos (w_1)	30.0	30.0	4.26	25.74	25.74	5.72	20.02	20.02	0.82	19.20
T/h Agua (w_2)	10.0	10.0	0.58	34.42	47.80	39.22	8.58	37.18	28.95	8.23
T/h Pulpa (W)	40.0	40.0	4.84	60.16	73.54	44.94	28.60	57.20	29.77	27.43
m ³ /h Sólidos (q_1)	11.32	11.32	1.61	9.71	9.71	2.16	7.55	7.55	0.31	7.24
m ³ /h Agua (q_2)	10.0	10.0	0.58	34.42	47.80	39.22	8.58	37.18	28.95	8.23
m ³ /h Pulpa (Q)	21.32	21.32	2.19	44.13	57.51	41.38	16.13	44.73	29.26	15.47
% Sólidos en peso (P)	75.0	75.0	88.01	42.78	35.00	12.73	70.00	35.00	2.75	70.00
% Sólidos en volumen (V)	53.09	53.09	73.51	22.00	16.88	5.22	46.81	16.88	1.06	46.80
Densidad de la Pulpa (D)	1.87	1.87	2.21	1.36	1.28	1.08	1.24	1.28	1.02	1.24
Conc. g/l (C)	1407	1407	1945	583.3	447.57	138.23	1241	447.57	28.02	1241

Tabla 6.1. Balance de materia para una capacidad de 30 T/h

CORRIENTE	11	12	13	14	15	16	17	18	18	19
CONCEPTO	Allimentación Filtro (AMBAR)	Salida Acondicions. (FLINT)	Espumas de Flotación (FLINT)	Colas de Flotación (FLINT)	Allimentación Ciclón (FLINT)	Under Flow Ciclón (FLINT)	Salida Atricionador (FLINT)	Salida Filtro (AMBAR)	Salida Filtro (FLINT)	Salida Secador (AMBAR)
T/h Solidos (w_1)	19.20	19.20	2.31	16.89	16.89	16.89	16.89	19.20	16.89	19.20
T/h Agua (w_2)	8.23	8.23	6.93	37.87	67.56	7.24	7.24	1.33	1.17	0.02
T/h Pulpa (W)	27.43	27.43	9.24	54.76	84.45	24.13	24.13	20.53	18.06	19.22
m ³ /h Solidos (q_1)	7.24	7.24	0.87	6.37	6.37	6.37	6.37	7.24	6.37	7.24
m ³ /h Agua (q_2)	8.23	8.23	6.93	37.87	67.56	7.24	7.24	1.33	1.17	0.02
m ³ /h Pulpa (Q)	15.47	15.47	7.80	44.24	73.93	13.61	13.61	8.57	7.54	7.26
% Solidos en peso (P)	70.00	70.00	25.00	30.84	20.00	70.00	70.00	93.50	93.50	99.90
% Solidos en volumen (V)	46.80	46.80	11.15	14.40	8.61	46.80	46.80	84.48	84.48	99.72
Densidad de la Pulpa (D)	1.24	1.24	1.18	1.23	1.14	1.77	1.77	2.39	2.39	2.64
Conc. g/l (C)	1241	1241	296	382	228	1241	1241	2240	2240	2646

CORRIENTE	19	20	21	22	22	23	23	24	24	25
CONCEPTO	Salida Secador (FLINT)	OverFlow Ciclón 2.7 (FLINT)	Salida Neut. (FLINT)	Alimentación Decantador (AMBAR)	Alimentación Decantador (FLINT)	Rebose Decantador (AMBAR)	Rebose Decantador (FLINT)	Lodos Decantador (AMBAR)	Lodos Decantador (FLINT)	Recirculación Filtrados
T/h Sólidos (w_1)	16.89	0	2.31	6.54	8.85	0	0	6.54	8.85	0
T/h Agua (w_2)	0.02	60.32	73.49	68.17	141.66	48.55	115.10	19.62	26.56	6.90
T/h Pulpa (W)	16.91	60.32	75.80	74.71	150.51	48.55	115.10	26.16	35.41	6.90
m ³ /h Sólidos (q_1)	6.37	0	0.87	2.47	3.34	0	0	2.47	3.34	0
m ³ /h Agua (q_2)	0.02	60.32	73.49	68.17	141.66	48.55	115.10	19.62	26.56	6.90
m ³ /h Pulpa (Q)	6.39	60.32	74.36	70.64	145.00	48.55	115.10	22.09	29.90	6.90
% Sólidos en peso (P)	99.90	0	3.04	8.75	5.88	0	0	25.00	25.00	0
% Sólidos en volumen (V)	99.68	0	1.17	3.49	2.30	0	0	11.18	11.17	0
Densidad de la Pulpa (D)	2.64	1.00	1.02	1.06	1.04	1.00	1.00	1.18	1.18	1.00
Conc. g/l (C)	2643	0	31.43	92.58	61.03	0	0	296.0	296.0	0

6.3.1. Acido sulfúrico.

El ácido se agrega en el segundo acondicionador para tener un pH = 3 en la flotación y en el atricionador ref. 2.8. para eliminar parte de la película de óxido de hierro que cubre la sílice.

Acido agregado en el acondicionador :

Se requiere bajar el pH de 7 a 3 a 52.04 m³/h de pulpa; considerando to do este volumen como formado de agua, se tiene :

$$\text{a pH} = 7, [\text{H}^+] = 10^{-7} \text{ mol/l}$$

$$\text{a pH} = 3, [\text{H}^+] = 10^{-3} \text{ mol/l}$$

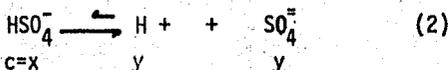
Se necesita aumentar la concentración de iones hidrógeno de 10⁻⁷ mol/l a 10⁻³ mol/l.

La cantidad de iones hidrógeno que se necesita agregar por litro de pulpa es entonces 10⁻³ - 10⁻⁷ ≈ 10⁻³ moles.

La ionización del ácido sulfúrico ocurre en dos etapas; en la primera etapa la ionización es total, disociandose la molécula de ácido en un ión bisulfato y un ión hidrógeno.



La segunda ionización es relativamente fuerte y tiene una constante cuyo valor es $K_a = 1.0 \times 10^{-2}$ (pKa = 2.00) :



Para el caso de un ácido de fuerza media como éste, se tiene la siguiente relación :

$$[H^+] = \sqrt{K_A (c - [H^+])} \quad (3)$$

En donde c es la cantidad o concentración de la especie ácida involucrada en la reacción de equilibrio (2).

Al agregar x moles de ácido sulfúrico se genera entonces una cantidad "x" de iones hidrógeno en la primera disociación y otra cantidad "y" en la segunda disociación. Esta última cantidad se puede calcular con la relación (3) y para tener un pH = 3 debe cumplir :

$$x + y = 10^{-3} \text{ mol/l} \quad (4)$$

Los iones hidrógeno generados en (2) son entonces :

$$[H^+] = 10^{-3} - x$$

reemplazando este valor en la relación (3) :

$$(10^{-3} - x) = \sqrt{K_A (x - 10^{-3} + x)}$$

$$(10^{-3} - x) = \sqrt{K_A (2x - 10^{-3})}$$

elevando toda la ecuación al cuadrado se obtiene :

$$10^{-6} - 2 \times 10^{-3}x + x^2 = 2 K_A x - 10^{-3} K_A$$

reacomodando términos :

$$x^2 - 0.022x + 1.1 \times 10^{-5} = 0$$

el discriminante de esta ecuación es :

$$\Delta = (0.022)^2 - 4 (1) (1.1 \times 10^{-5})$$

$$\Delta = 4.4 \times 10^{-4}$$

$$\sqrt{\Delta} = 0.02097$$

las dos soluciones de esta ecuación son entonces :

$$x = \frac{0.022 + 0.02097}{2} = 0.02148$$

$$x' = \frac{0.022 - 0.02097}{2} = 5.15 \times 10^{-4}$$

La primera raíz no cumple con la ecuación (4), por lo que la única solución válida es 5.15×10^{-4} .

Se necesitará entonces una cantidad de 5.15×10^{-4} moles de ácido sulfúrico por cada litro de pulpa.

Para verificar la validez de este resultado, se puede calcular la cantidad de iones hidrógeno generada en la segunda disociación.

Si se agrega 5.15×10^{-4} mol/l de ácido, se genera también 5.15×10^{-4} mol/l de HSO_4^- . Despejando K_A de la ecuación (3) se obtiene :

$$K_A = \frac{[\text{H}^+]^2}{c - [\text{H}^+]}$$

$$[\text{H}^+]^2 + K_A [\text{H}^+] - K_A c = 0$$

reemplazando K_A y c por sus valores correspondientes :

$$[H^+]^2 + 10^{-2} [H^+] - 10^{-2} (5.15 \times 10^{-4}) = 0$$

$$[H^+]^2 + 10^{-2} [H^+] - 5.15 \times 10^{-6} = 0$$

Resolviendo esta ecuación cuadrática se obtienen las siguientes raíces :

$$x = 4.9 \times 10^{-4} ; x' = -0.01049$$

La segunda raíz es negativa por lo que la única solución válida es :

$$[H^+] = 4.9 \times 10^{-4} \text{ mol/l}$$

La cantidad total de iones hidrógeno es entonces :

$$[H^+] = 5.15 \times 10^{-4} + 4.9 \times 10^{-4} = 1 \times 10^{-3} \text{ mol/l}$$

con lo que se verifica la relación (4) y un pH=3 en la pulpa.

La cantidad total de ácido necesario es :

$$52.04 \times 10^{-3} \text{ l/h} \times 5.15 \times 10^{-4} \text{ mol/l} \times 98 \text{ g/mol} = 2,626 \text{ g/l} \text{ (2.63 kg/h)}$$

Considerando ácido al 98 % se necesita :

$$\frac{2.63}{0.98} = 2.68 \text{ kg/h}$$

Puesto que la densidad del ácido sulfúrico al 98 % es 1.83 kg/l, se requiere :

$$\frac{2.68 \text{ kg/h}}{1.83 \text{ kg/l}} = 1.46 \text{ l/h de H}_2\text{SO}_4 \text{ al 98 \%}$$

Acido agregado en la atrición ácida :

Según las pruebas de laboratorio, se requieren 2.5 kg/T de ácido sulfúrico. El balance de materia indica que se tienen 16.89 T/h de sólidos (corriente - - 16), por lo que la cantidad de ácido necesaria es :

$$2.5 \text{ kg/T} \times 16.89 \text{ T/h} = 42.225 \text{ kg/h}$$

$$\frac{42.225 \text{ kg/h}}{1.83 \text{ kg/l}} = 23.07 \text{ l/h de H}_2\text{SO}_4 \text{ al } 98 \%$$

La cantidad total de ácido sulfúrico al 98 % necesaria es :

$$1.46 + 23.07 = 24.53 \text{ l/h}$$

6.3.2. Lechada de cal.

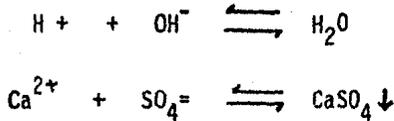
La lechada de cal se utiliza para neutralizar las espumas de la flotación, el agua ácida eliminada por el hidrociclón ref. 2.7., y los filtrados obtenidos en el circuito de arena tipo "flint".

Generalmente se utiliza una lechada a 15° Baumé, lo que equivale a una concentración de 195,6 g/l de Ca(OH)_2 .

La reacción de disociación del hidróxido de calcio es :



Durante la neutralización se producen dos reacciones :



La cantidad de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ necesaria puede calcularse a partir de los valores de K_{ps} de las dos especies involucradas :

Para el $\text{Ca}(\text{OH})_2$, $K_{ps} = 5.5 \times 10^{-6}$ ($\text{p}K_{ps} = 5.26$)

Para el CaSO_4 , $K_{ps} = 1.2 \times 10^{-6}$ ($\text{p}K_{ps} = 5.92$)

Tenemos entonces para una solución saturada de ambas sales :

$$\begin{aligned} [\text{Ca}^{2+}] [\text{SO}_4^{2-}] &= 1.2 \times 10^{-6} \\ [\text{Ca}^{2+}] &= 1.2 \times 10^{-6} / [\text{SO}_4^{2-}] \\ [\text{Ca}^{2+}] [\text{OH}^-]^2 &= 5.5 \times 10^{-6} \\ [\text{Ca}^{2+}] &= 5.5 \times 10^{-6} / [\text{OH}^-]^2 \end{aligned}$$

En el equilibrio estas concentraciones de Ca^{2+} deben ser iguales :

$$\begin{aligned} \frac{1.2 \times 10^{-6}}{[\text{SO}_4^{2-}]} &= \frac{5.5 \times 10^{-6}}{[\text{OH}^-]^2} \\ \frac{[\text{OH}^-]^2}{[\text{SO}_4^{2-}]} &= \frac{5.5 \times 10^{-6}}{1.2 \times 10^{-6}} = 4.5833 \\ [\text{OH}^-]^2 &= 4.5833 [\text{SO}_4^{2-}] \\ [\text{OH}^-] &= \sqrt{4.5833 [\text{SO}_4^{2-}]} \end{aligned}$$

Según se calculó anteriormente la cantidad total de ácido que se necesita neutralizar es 24.53 l/h (44 kg/h de H_2SO_4 puro); esto equivale a 448.98 moles/h.

Del balance de materia realizado, la cantidad de pulpa que se va a neutralizar es $74.36 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo que la concentración de ácido es :

$$448.98/74,360 = 6.04 \times 10^{-3} \text{ mol/l.}$$

La concentración de ión sulfato es la misma que la concentración de iones hidrógeno formados en la segunda ionización y se puede entonces calcular con la relación (3) :

$$[SO_4^{=}] = [H^+] = \sqrt{10^{-2} (6.04 \times 10^{-3} - [H^+])}$$

Esto nos conduce a la siguiente ecuación cuadrática :

$$x^2 + 10^{-2}x - 6.04 \times 10^{-5} = 0$$

Descartando la raíz negativa de esta ecuación, la solución que se obtiene es :

$$[SO_4^{=}] = 4.24 \times 10^{-3} \text{ mol/l}$$

Tenemos entonces :

$$[\text{OH}^-] = \sqrt{(4.5833) (4.24 \times 10^{-3})}$$

$$[\text{OH}^-] = 0.1394 \text{ mol/l}$$

La cantidad total de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ necesaria es :

$$(0.1394 \text{ mol/l})(74,360 \text{ l/h}) (74 \text{ g/mol}) = 767,068 \text{ g/h}$$

El consumo teórico de lechada de cal será entonces :

$$\frac{767,068 \text{ g/h}}{195 \text{ g/l}} = 3,933 \text{ l/h} = 3.93 \text{ m}^3/\text{h}$$

6.3.3. Reactivos de flotación.

El consumo de estos reactivos se basa en los resultados obtenidos en las pruebas de flotación realizadas.

La cantidad de arena que alimenta la flotación es, según el balance de - - materia : 19.20 T/h.

Colector AP 825 :

$$0.250 \text{ kg/T} \times 19.20 \text{ T/h} = 4.80 \text{ kg/h.}$$

Se recomienda alimentar este reactivo dispersado en el agua, a una concentración de 10 % (7); el consumo será entonces de 48 l/h.

Colector AP 840 :

El consumo es el mismo que para el colector AP 825 y también se recomienda administrarlo dispersado en el agua a 10 % de concentración por lo que su consumo es 48 l/h.

Aceite de pino (espumante)

$$0.050 \text{ Kg/T} \times 19.20 \text{ T/h} = 0.96 \text{ Kg/h}$$

La densidad del aceite de pino es de 0.93 por lo que su consumo será :

$$\frac{0.96 \text{ Kg / h}}{0.93 \text{ Kg/ l}} = 1.03 \text{ l/h}$$

6.4. DESCRIPCION DETALLADA.

La arena bruta es alimentada a la planta por medio de un transportador - que descarga en un trommel o criba giratoria. Esta criba realiza la primera - etapa de clasificación, eliminando el material > 6 mm. El cribado se hace en húmedo, y la arena que pasa a través de la malla se recibe en una pequeña tolva la cual descarga a las celdas de atrición ref. 1.3. Este atricionamiento dura doce minutos y lava las partículas de arena eliminando arcillas, impurezas y manchas de hierro. Para una buena atrición se requiere de una alimentación con un alto porcentaje de sólidos (75 %) de manera que con el frotamiento de los granos de arena, se liberen todas esas impurezas.

De la celda de atrición, la pulpa cae directamente a una criba plana inclinada, la cual elimina el material mayor a $630 \mu\text{m}$. Los finos obtenidos pasan a un tanque en el cual se diluye la pulpa hasta 35 % de sólidos y se bombea hasta los ciclones ref. 1.7. Esta primera batería de ciclones elimina las partículas inferiores a $100 \mu\text{m}$, obteniéndose en el flujo de fondo ("underflow") un producto con 70 % de sólidos en peso. Para efectuar nuevamente este corte a $100 \mu\text{m}$, se vuelve a diluir la pulpa y se bombea a otra batería de hidrociclones, o a un sólo ciclón, según se determine en el cálculo de equipo.

El "underflow" de estos ciclones pasa a una caja de "By-Pass" en el cual se puede seleccionar el tipo de arena que se va a producir, ya sea "Ambar" o bien "Flint".

En el caso de la producción de arena para vidrio ámbar, la pulpa cae directamente de la caja de "By-Pass" a un filtro rotatorio horizontal; este filtro continuo funciona mediante un vacío creado por un ventilador cuya succión esta conectada al depósito cónico. El filtrado y el agua de lavado que se rocía sobre la torta durante su recorrido son aspirados a través de la tela y descargados por una tubería para ser posteriormente recirculados. El propósito de esta filtración es el de obtener una arena con bajo contenido de humedad (6 a 8 %) y así tener un secador más pequeño y con menor consumo de energía.

Una vez filtrada, la arena pasa entonces al secado rotatorio y de ahí es transportada hasta la bodega, en donde se almacena.

En el caso de la producción de arena para vidrio claro, la pulpa pasa de la caja de "By-Pass" a dos acondicionadores en serie. Este acondicionamiento -

se realiza con una alta concentración de sólidos para que los reactivos colectores puedan formar fácilmente una película superficial sobre los granos de arena. El tiempo de esta operación tiene que ser lo suficientemente largo para permitir un buen acondicionamiento (de 20 a 30 minutos). En el primer acondicionamiento se agrega el ácido sulfúrico necesario para bajar el pH y en el segundo se agregan los reactivos colectores. A la entrada de la flotación se diluye la pulpa a 30 % de sólidos y se agrega el reactivo espumante. En las celdas, los óxidos de fierro y de titanio forman minerales repelentes al agua y se adhieren a las burbujas de aire, formando una espuma que continuamente se derrama por medio de rastrillos. El resto de la arena, que tiene poca o ninguna tendencia para pegarse a las burbujas, sale de las máquinas de flotación como colas; éstas se reciben en un tanque y son bombeadas hasta un ciclón espesador, el cual elimina únicamente agua en el flujo superior. El flujo inferior cae directamente en una celda de atrición y es sometido a un ataque con ácido sulfúrico durante 12 minutos. Después de esto, la pulpa cae al mismo filtro rotatorio que en el caso del circuito de arena "ámbar" y las operaciones subsiguientes se realizan de la misma forma.

CAPITULO 7

CALCULO DE EQUIPO

7.1. CRIBADO A 6 mm.

Para realizar este cribado se escogió una criba giratoria o trommel. Consiste esencialmente de una flecha hueca que soporta de 4 a 6 conjuntos de rayos en cuyos extremos están montadas bandas metálicas circulares que sirven de soportes para la tela metálica. En cada extremo, la flecha se encuentra apoyada sobre dos rodamientos. El funcionamiento de este aparato se describe en el capítulo 5. Los tamaños usuales de los trommels son 24, 30, 36, 42, 48 y 60 pulgadas de diámetro con longitudes que pueden variar de 4 a 12 pies (32). Su velocidad suele ser de 17 a 21 rpm. La capacidad promedio de estas cribas es de 0.70 toneladas de sólidos por pie cuadrado de cribado y por hora.

El área de cribado necesaria es entonces :

$$A = \frac{30 \text{ Ton/hr}}{0.7 \text{ Ton/hr-pie}^2} = 42.85 \text{ pies}^2 \quad (4 \text{ m}^2)$$

Un trommel de 36 pulgadas (0.9 m) de diámetro y 7 pies (2.1 m) de longitud sería suficiente :

$$A = \frac{\pi \times \left(\frac{36}{12}\right)^2}{4} \times 7 = 49.48 \text{ pies}^2 \quad (4.6 \text{ m}^2)$$

Su rotación sería de 19 rpm con una inclinación de 15 % (4).

7.2. ATRICIONAMIENTO

Esta operación se realiza en celdas de atrición, también llamadas depuradores por frotamiento. La depuración, pulido y desintegración se obtienen del frotamiento entre los granos. Las hélices mantienen la pulpa en movimiento de forma que el contacto de los granos entre sí pueda realizar el trabajo (fig.- 7.1.). El rendimiento varía con la densidad de la pulpa; cuanto más densa es, mayor es el contacto entre las partículas y más eficaz es la acción depuradora.

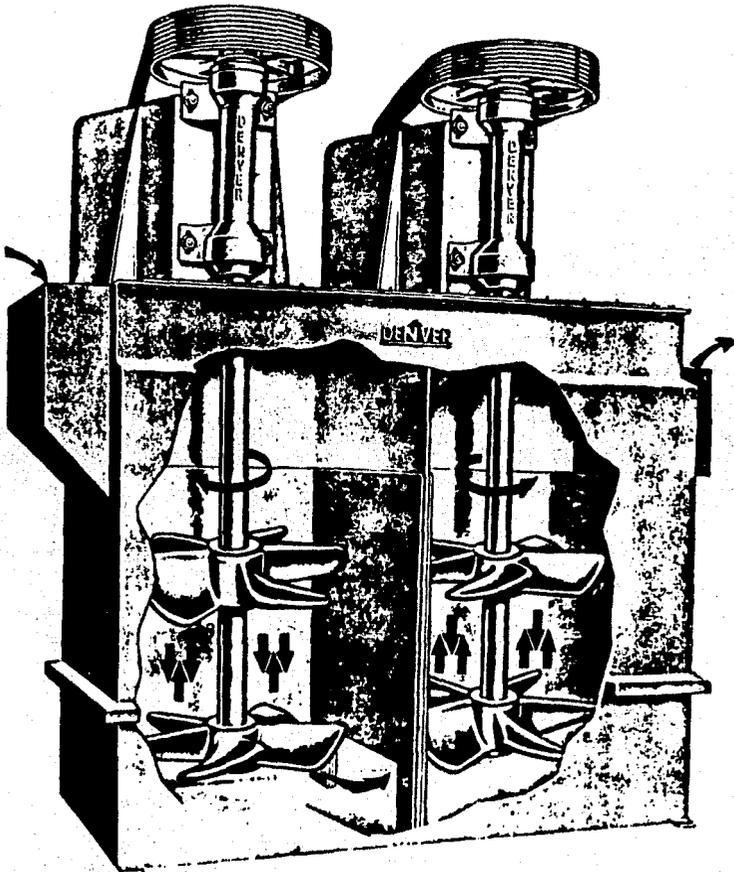


Fig. 7.1. Celdas de atrición (8).

Las funciones que realiza esta operación son las siguientes :

- Quitar la película superficial o manchas de hierro de la arena.
- Desintegrar los conglomerados de arcilla.
- Separar los granos de arena de los minerales de cementación.

Entre las dos hélices de paso invertido se crea una zona en la cual el frotamiento de los granos es muy intenso; el paso de una hélice es mayor que el de la otra, lo que proporciona la dirección de movimiento a la pulpa, haciéndola avanzar de una celda a otra. El eje y las hélices están cubiertos con hule con el fin de reducir el desgaste por abrasión.

Su dimensionamiento se hace de acuerdo al tiempo de retención que se - desee. En nuestro caso para ambos atricionadores (ref. 1.3. y 2.8.) se requiere un tiempo de atrición de 12 minutos. Para el primer atricionador, el gasto de pulpa es de $21.32 \text{ m}^3/\text{h}$.

El volumen del atricionador deberá ser entonces de :

$$21.32 \text{ m}^3/\text{h} \times 12 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 4.26 \text{ m}^3$$

El aparato más adecuado en este caso, según catálogo de Denver Equipment Division, es el tipo 1200 x 1200 de transmisión por reductor con 2 celdas - (volumen total = 4300 litros).

Para la atrición ácida, el gasto de pulpa es de $24.13 \text{ m}^3/\text{h}$.

El volumen de atricionador deberá ser entonces de :

$$24.13 \text{ m}^3/\text{h} \times 12 \text{ min} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 4.83 \text{ m}^3$$

El aparato que más se ajusta a este volumen es el mismo que el anterior : tipo 1200 x 1200 de transmisión por reductor con 2 celdas.

7.3. CLASIFICACION A 630 μm .

Esta operación se efectúa con una criba plana vibratoria. Existen dos grupos de factores que afectan la velocidad a la cual las partículas pasan a través de la superficie de cribado (18):

- 1) los relacionados con las propiedades de las partículas
- 2) los relacionados con el funcionamiento de la criba

Al primer grupo pertenecen la densidad aparente del material, la forma de las partículas, su distribución granulométrica y la humedad del material alimentado.

Al segundo grupo pertenecen el área de cribado, el tamaño de la abertura, la geometría de ésta y el porcentaje de área abierta. También la frecuencia, tipo y amplitud de las vibraciones así como la inclinación de la criba son factores que pertenecen a este grupo.

Una de las variables más importantes que afecta el cribado es la relación del tamaño de las partículas entre la abertura de la malla. La cantidad de material cribado es proporcional al cubo de la abertura de la malla, y a su vez, el número de aberturas por unidad de área de cribado varía inversamente

con el cuadrado de la abertura de la malla. Por lo tanto, el número de granos que pasan a través de una abertura de la malla es proporcional al tamaño de éstas (12). De esto se deduce fácilmente que la capacidad de una criba es directamente proporcional a la abertura de la malla.

Area abierta.

El porcentaje de área abierta se define como la relación del área total de las aberturas entre el área total de la criba. Entre más pequeño es el diámetro de corte más se reduce el área abierta y es por esta razón que resulta muy difícil efectuar cribados finos. Otro factor que afecta la eficiencia de cribado es la cantidad de material que tiene un tamaño cercano a la abertura de la malla; esto se debe principalmente a que estas partículas tienen poca probabilidad de pasar a través de ella, y disminuye la capacidad de la criba al tapar muchas veces las aberturas. En la tabla 7.1. se muestra la probabilidad de paso de las partículas según su tamaño y según el área abierta.

En esta tabla d_o = diámetro de las partículas

D_A = diámetro de aberturas de la malla

D_W = diámetro del alambre

En la práctica el porcentaje de área abierta puede variar de 20 a 80 %; una vez escogida la malla adecuada, se puede calcular esta variable por medio de la relación(7.3 - 1) :

$$A = (1 - ND) (1 - nd) \quad (7.3 - 1)$$

donde N = número de alambres por pulgada de ancho de la criba.

Probabilidad de paso % en 10 intentos		
$\frac{d_o}{D_A}$	$D_W = D_A$	$D_W = \frac{D_A}{4}$
0.0	99.0	100.0
0.1	97.5	100.0
0.2	94.8	99.9
0.4	83.9	98.8
0.6	57.0	86.2
0.8	20.8	43.0
0.9	6.3	14.5
0.95	1.8	4.1
0.99	0.1	0.2
1.00	0.0	0

Tabla 7.1. Probabilidad de paso de una partícula esférica a través de una malla cuadrada (12).

n = número de alambres por pulgada de largo del alambre

D = diámetro de los alambres longitudinales, pulg.

d = diámetro de los alambres transversales, pulg.

Forma de la abertura.

Para poder calcular el área abierta se debe conocer primero la forma de las aberturas de la malla. Las más frecuentes, son las cuadradas, debido a su facilidad de construcción pero algunas veces se justifica otro tipo de forma, que puede ofrecer un mayor porcentaje de área abierta o bien un menor riesgo de obturaciones. Por ejemplo, una abertura rectangular aumenta la posibilidad de paso de las partículas, pero esto trae como desventaja una separación menos precisa. La forma de la abertura que se escogerá para nuestro caso será cuadrada.

Abertura y diámetro del alambre.

Para efectuar la separación a $630 \mu\text{m}$ debemos escoger la tela industrial que tenga la abertura, lo más cercana a $630 \mu\text{m}$. Según catálogo del fabricante (33) la tela la más conveniente es la de 32 mallas por pulgada lineal, teniendo una abertura de 0.620 mm (0.0243 pulg.) y un diámetro de alambre de 0.178 mm (0.007 pulg.).

El porcentaje de área abierta es en este caso :

$$A = (1 - 32 \times 0.007) (1 - 32 \times 0.007) \times 100$$

$$A = 60.22 \% \text{ (el fabricante indica } 60.5 \% \text{)}$$

La relación de área abierta entre área total es bastante buena, lo que permitirá dimensionar una criba con una gran área aprovechable, resultando - -
ésto en un menor costo de la criba.

Angulo de inclinación.

Mientras mayor sea la pendiente de la criba, el área efectiva de las aberturas se reduce proporcionalmente al coseno del ángulo de esta pendiente. Al mismo tiempo, el material se mueve más rápido a lo largo de la criba lo que -
ocasiona la formación de una capa de producto que no es cribado. La mayoría de las cribas operan con una inclinación de 12 a 18 °, aunque algunas pueden -
operar con ángulos muy pequeños, y otras como las de vibraciones electromagnéticas pueden tener hasta inclinaciones de más de 35°(18).

Para la operación que deseamos efectuar, un ángulo de 15° será adecuado.

Movimiento de la criba.

El principal propósito del movimiento que se le dá a la criba es el de permitir a las partículas estar constantemente frente a las aberturas de la malla y facilitar así su paso. Tanto la amplitud como la frecuencia del movimiento deben ser lo suficientemente altas para evitar obturaciones en la malla. Sin embargo, si se incrementan demasiado, el número de oportunidades de verse las partículas frente a las aberturas disminuye. Se ha encontrado que existe una amplitud y frecuencia de vibración óptimas para obtener una mejor eficiencia de cribado. (fig. 7.2.).

Amplitud de la vibración, mm.

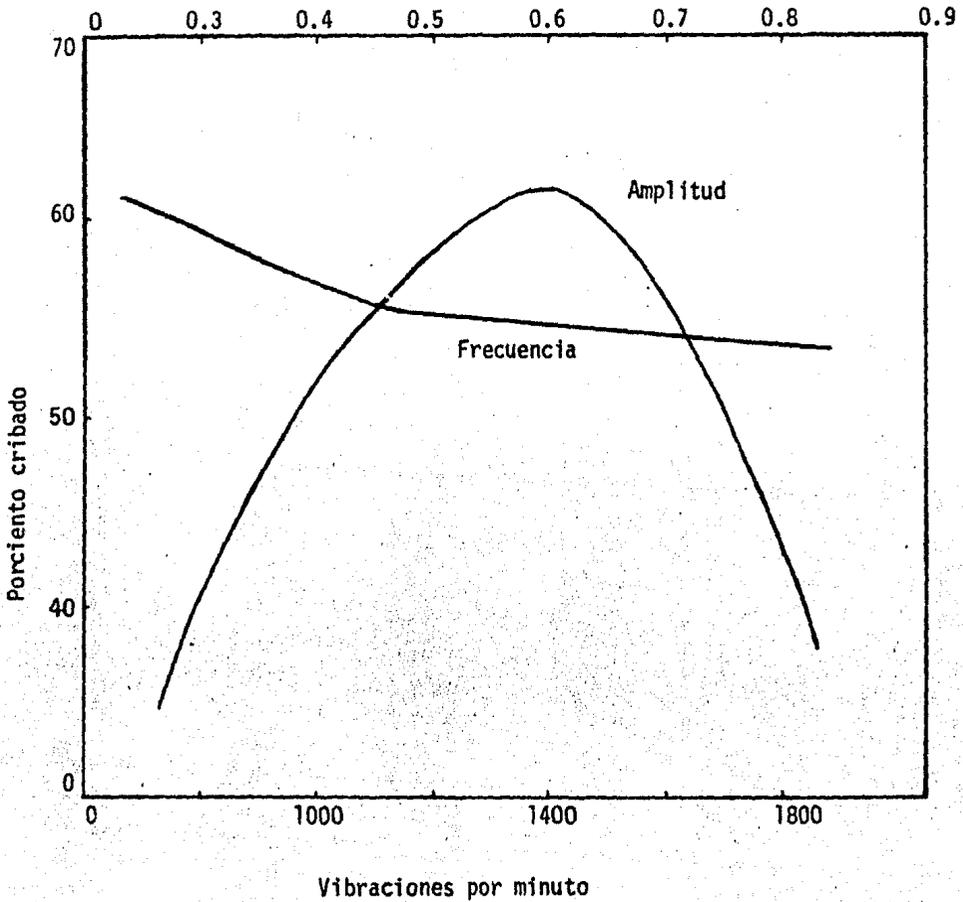


Fig. 7.2. Dependencia de la eficiencia de cribado según la amplitud y frecuencia de la vibración (18).

Estas están estrechamente relacionadas con la abertura de la malla, y se pueden seleccionar a partir del diámetro nominal de la malla (fig. 7.3.).

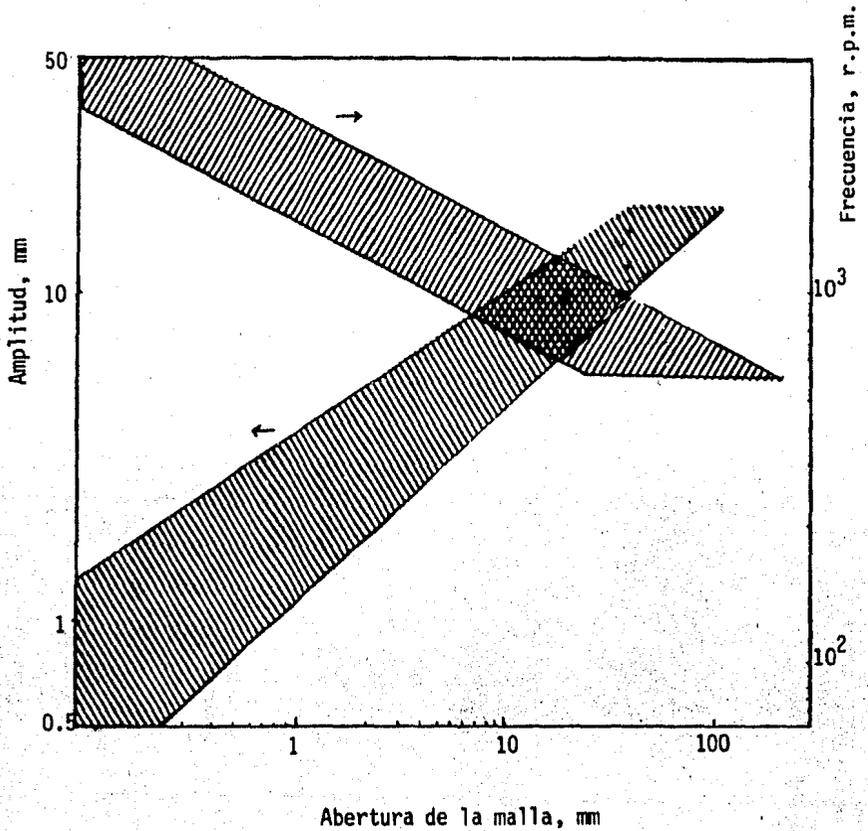


Fig. 7.3. Amplitudes y frecuencias recomendadas para las cribas (18).

Para la malla de 0.620 mm seleccionada anteriormente una amplitud entre 0.7 y 2.5 mm y una frecuencia entre 2,500 y 4,000 rpm serán adecuadas.

Cálculo del área de cribado.

La fórmula básica para calcular el área de una criba es (18):

$$A = \frac{I}{(I_u / \rho_s) \rho_s \cdot K_{\Sigma}}$$

donde A = área de la criba

I = cantidad de material a cribar (t/h)

ρ_s = densidad aparente del material alimentado (1.6 t/m³)

I_u = capacidad unitaria

K = producto de los factores de corrección

$$K_{\Sigma} = K_1 \times K_2 \times K_3 \times K_4 \times K_5 \times K_6 \times K_7 \times K_8 \times K_9 \times K_{10}$$

Todos estos factores de corrección se determinan a partir de datos tabulados o gráficas obtenidas empíricamente.

K₁ = Factor de área abierta

$$K_1 = \frac{60.22}{100} = 0.6022$$

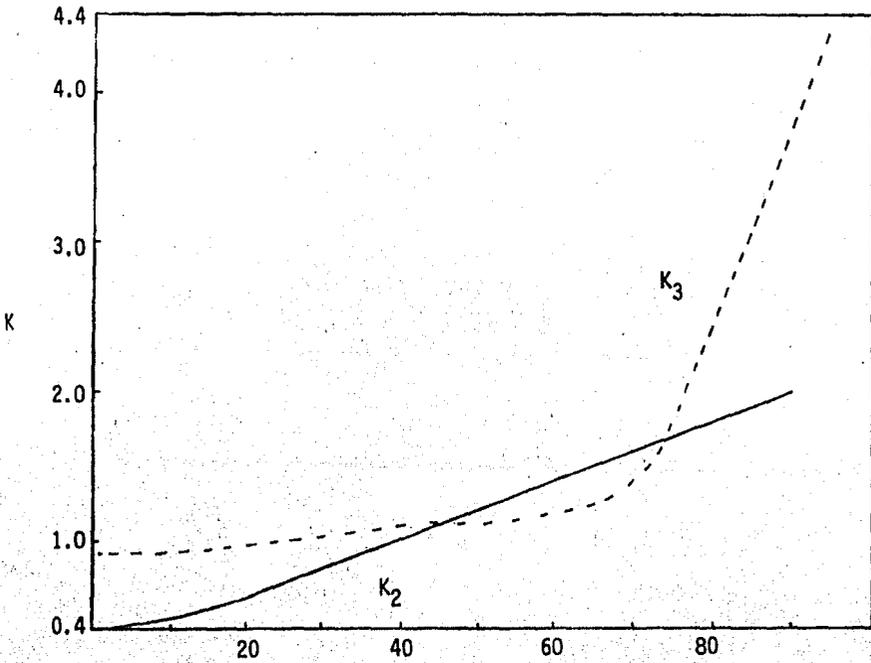
K₂ = Factor de corrección para el % de la alimentación que pasa a través de una abertura de la mitad del tamaño de la abertura de la criba.

Este factor se encuentra con la mitad del diámetro de corte (310 μ m).

Según la gráfica granulométrica acumulativa (fig. 4.9.) esta cantidad de

material representa el 70 % de la alimentación.

El Factor K_2 es entonces, según la gráfica de la figura 7.4., : $K_2 = 1.62$



% de rechazos o % de alimentación menor a la mitad de la abertura de la malla

Fig. 7.4. Factores de corrección K_2 y K_3

K_3 = Factor de cantidad de rechazos

Se determina con la cantidad de material mayor a $620 \mu m$; esta cantidad es, según la gráfica 4.9, de 7 %.

Según la gráfica 7.4. el valor de K_3 para este caso es :

$$K_3 = 0.9$$

K_4 = Factor de eficiencia de cribado

La eficiencia de una criba se define como (36):

$$E = \frac{c - f}{c (1 - f)}$$

donde c = fracción de material grueso ($> 620 \mu m$) en los rechazos

f = fracción de material grueso en el producto cribado

considerando la misma eficiencia que se tomó en cuenta para el cálculo de previsión del corte industrial, tenemos según la tabla 4.6. :

$$c = \frac{1.78 + 3.0 + 1.4}{14.2} = 0.4352$$

$$f = \frac{1.34 + 0.41}{85.80} = 0.020$$

$$\text{entonces : } E = \frac{0.4352 - 0.02}{0.4352 (1 - 0.02)} * 100 = 97 \%$$

(en realidad en los cálculos del corte industrial se tomó $630 \mu m$ en lugar

de 620 μ m que es el tamaño de la malla fabricada, pero esto no afecta mucho la eficiencia).

Según la figura 7.5. el factor de corrección para la eficiencia es :

$$K_4 = 0.65$$

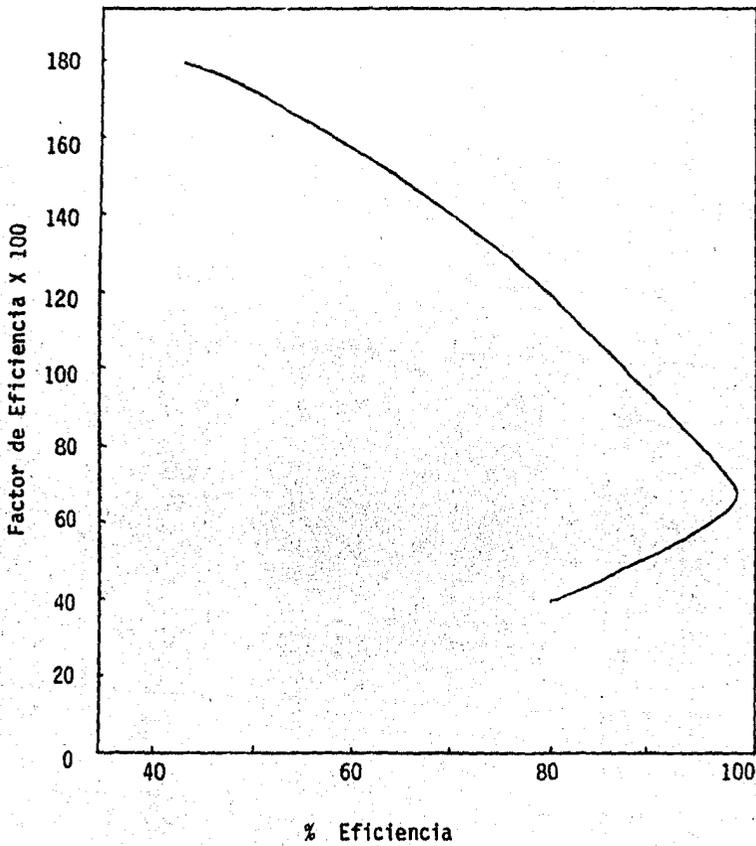


Fig. 7.5. Factor de corrección de eficiencia K_4

K_5 = Factor de corrección por el número de puentes de unión de la malla.

Este factor se determina mediante la tabla 7.2.

Considerando que la criba tendrá 2 de estos puentes : $K_5 = 0.90$

P U E N T E	K_5
Prímero	1.00
Segundo	0.90
Tercero	0.80
Cuarto	0.70

Tabla 7.2. Factor de corrección K_5 .

K_6 = Factor de corrección por inclinación de la criba.

Este factor se determina mediante la tabla 7.3.

Para una inclinación de 15 °, $K_6 = 1.00$

ANGULO DE INCLINACION	K_6
0°	1.20
5°	1.15
10°	1.05
15°	1.00
20°	0.95

Tabla 7.3. Factor de corrección por inclinación de la criba.

K_7 = Factor de corrección por cribado húmedo

Este se determina mediante la tabla 7.4.

Para una abertura de 0.62 mm, $K_7 \approx 1.20$

TAMANO DE LA ABERTURA (mm)	K_7
0.8	1.25
1.6	1.5
3.2	1.75
4.75	1.9
7.9	2.1
9.5	2.25

Tabla 7.4. Factor de corrección por cribado húmedo.

K_8 = Factor de corrección por la forma de las aberturas de la malla.

En este caso las aberturas son cuadradas y $K_8 = 1.0$ (tabla 7.5.).

FORMA DE LA ABERTURA	K_g
cuadrada	1.0
rectangular con longitud 6 o más veces el ancho	1.60
rectangular con longitud de 3 a 6 veces el ancho	1.40
rectangular con longitud de 2 a 3 veces el ancho	1.10
circular	0.80

Tabla 7.5. Factor de corrección por la forma de las aberturas.

K_g = Factor de corrección por la forma de las partículas.

Considerando a las partículas como teniendo un alargamiento medio de 30 %, K_g = 0.80 (tabla 7.6.).

ALARGAMIENTO DE LAS PARTÍCULAS (%)	K_g
5	1.00
10	0.95
15	0.90
20	0.85
30	0.80
40	0.75
50	0.70

Tabla 7.6. Factor de corrección por la forma de las partículas.

K_{10} = Factor de corrección por humedad del material.

Como en el cribado se efectúa con la pulpa diluida, en este caso $K_{10} = 1.00$

La capacidad unitaria I_u se determina por medio de la gráfica de la fig.7.6.

En este caso $I_u / \rho_s = 6.0 \text{ m/h}$.

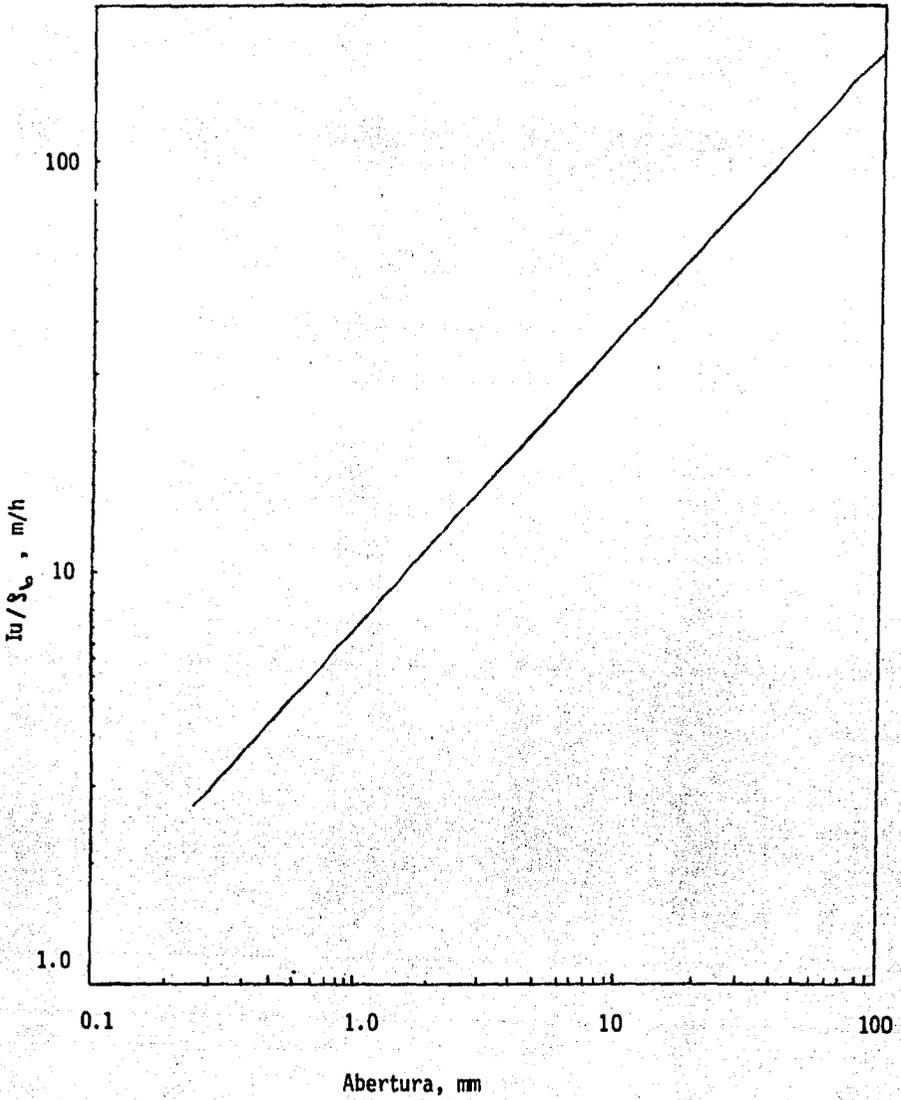


Fig. 7.6. Capacidad unitaria para una criba vibratoria.

El producto de los factores de corrección es :

$$K_{\Sigma} = 0.6022 \times 1.62 \times 0.9 \times 0.65 \times 0.90 \times 1.00 \times 1.20 \times 1.0 \times 0.8 \times 1.00$$

$$K_{\Sigma} = 0.4931$$

y el área de la criba es entonces :

$$A = \frac{30 \text{ t/h}}{(6.0 \text{ m/h}) (1.6 \text{ t/m}^3) (0.4931)} = 6.34 \text{ m}^2$$

Considerando que las cribas tienen una relación de longitud entre ancho - de 1.5 : 1 a 2.0 : 1 y que el ancho efectivo de las cribas es 150 mm menor que el ancho real (18) la dimensión recomendada para la criba es de 3500 x 2000 mm.

7.4. CLASIFICACION A 100 μm .

Esta separación se efectúa por medio de hidrociclones, los cuales separan los granos de arena por medio de una fuerza centrífuga. Cada partícula dentro del hidrociclón está sometida a dos fuerzas opuestas : una fuerza centrífuga F_c hacia afuera, y una fuerza hacia el interior, F_d .

El valor de la primera fuerza es :

$$F_c = \frac{\pi d_o^3}{6} \frac{(\rho_s - \rho_l)}{r} v_c^2$$

donde : d_o = diámetro de la partícula

ρ_s = densidad del sólido

ρ_l = densidad del líquido

r = distancia instantánea de la partícula al centro del hidrociclón.

v_t = componente tangencial de la velocidad en el hidrociclón.

La fuerza F_d tiene como valor :

$$F_d = 3 \pi d_0 \mu v_r$$

donde μ = viscosidad del fluido

v_r = componente radial de la velocidad en el hidrociclón

Cuando F_c es mayor que F_d , la partícula se mueve hacia la pared externa del hidrociclón y sale por el "underflow" o flujo inferior. Cuando F_c es menor que F_d , la partícula se mueve hacia el centro del hidrociclón y sale por el "overflow" o flujo superior.

Se pueden distinguir cuatro zonas distintas dentro del hidrociclón (fig.- 7.7.) :

La región A, localizada en la parte superior, corresponde a material no clasificado que tiene la misma granulometría que la alimentación. La región B, que abarca casi toda la parte cónica del hidrociclón contiene las partículas de mayor tamaño y la región C, que se encuentra alrededor del localizador de vórtice contiene las partículas finas. La región D contiene un gran número de partículas de tamaño intermedio y es considerada como la parte en la que se efectúa la clasificación.

Existen varias correlaciones para determinar el tamaño más conveniente

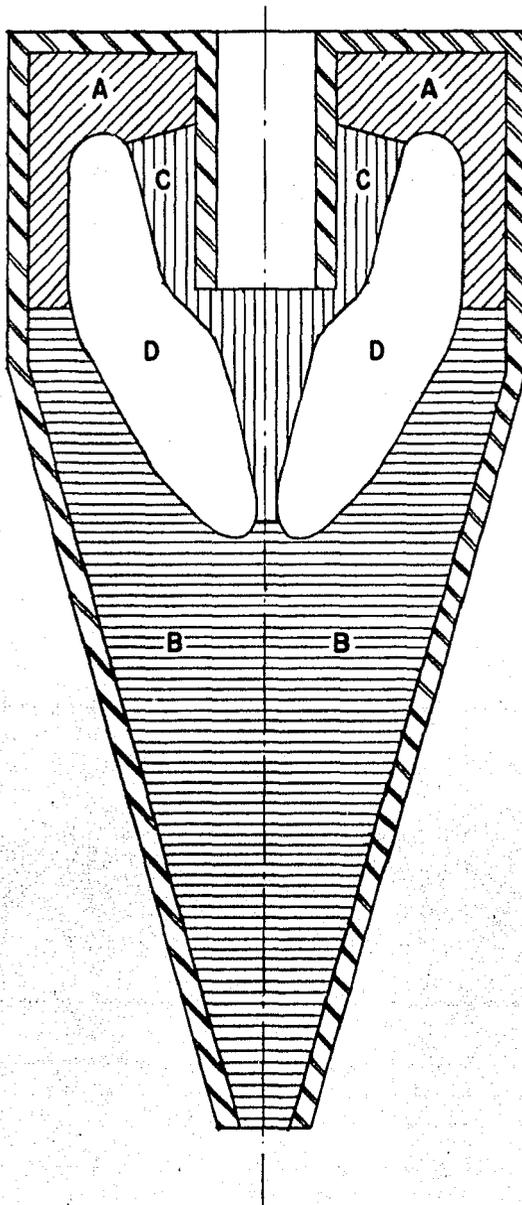


Fig. 7.7. Regiones de distribución similar en el hidrociclón.

de un hidrociclón que efectúa una separación de partículas. Sin embargo, estos métodos no toman en cuenta todos los factores que pueden afectar dicha separación por lo que generalmente se recomienda efectuar pruebas a nivel planta piloto para verificar el diseño de los hidrociclones.

Una de las correlaciones más frecuentemente empleadas es la de Dahlstrom (14, 36) :

$$d_{50} = \frac{0.5 (D_1 \cdot D_2)}{Q^{0.53}} \sqrt{\frac{1}{\rho_s - \rho_l}} \quad (7.4 - 1)$$

donde : D_1 = diámetro de la alimentación (mm)

D_2 = diámetro del "overflow" (mm)

Q = gasto de pulpa (m^3/h)

ρ_s = densidad de las partículas (kg/l)

ρ_l = densidad del líquido (kg/l)

d_{50} = diámetro de separación (μm)

para un ciclón "típico" (2) : $D_1 = 0.264 D_0$

$D_2 = 0.4 D_0$

siendo D_0 el diámetro del ciclón.

Reemplazando estos valores en la relación (7.4 - 1) se obtiene :

$$d_{50} = \frac{0.5 [(0.4D_0) (0.264 D_0)]}{Q^{0.53}} \sqrt{\frac{1}{\rho_s - \rho_l}}$$

$$d_{50} = \frac{0.5 (0.1056 D_0^2)^{0.68}}{Q^{0.53}} \times \sqrt{\frac{1}{\rho_s - \rho_\lambda}}$$

reacomodando términos y despejando D_0 :

$$D_0^{1.36} = \frac{Q^{0.53} \times d_{50}}{0.1084 \times \sqrt{\frac{1}{\rho_s - \rho_\lambda}}}$$

$$D_0 = \left(\frac{Q^{0.53} \times d_{50}}{0.1084 \times \sqrt{\frac{1}{\rho_s - \rho_\lambda}}} \right)^{\frac{1}{1.36}} \quad (7.4 - 2)$$

Según el balance de materia (tabla 6.1) el gasto de pulpa que alimenta el ciclón ref. 1.7. es de $57.51 \text{ m}^3/\text{h}$; la densidad del material es 2.65, por lo tanto :

$$D_0 = \left(\frac{(57.51)^{0.53} \times 100}{0.1084 \times \sqrt{\frac{1}{2.65-1.0}}} \right)^{\frac{1}{1.36}}$$

$$D_0 = 882.81 \text{ mm}$$

El gasto de pulpa que alimenta al ciclón ref. 1.10 es según el balance de materia (tabla 6.1.), $44.73 \text{ m}^3/\text{h}$.

Reemplazando este valor en la ecuación (7.4 - 2) :

$$D_0 = \left(\frac{(44.73)^{0.53} \times 100}{0.1084 \times \sqrt{\frac{1}{2.65-1.0}}} \right)^{\frac{1}{1.36}}$$

$$D_0 = 800.44 \text{ mm}$$

Debido a que este método no toma en cuenta ni la presión de alimentación, ni la concentración de sólidos, el método gráfico ofrece otra alternativa más fiable. Este se basa en la determinación de un tamaño de corte teórico en función del diámetro del hidrociclón y de la obtención de un tamaño de corte real empleando varios factores de corrección (2) :

$$d_{50} \text{ (real)} = d_{50} \text{ (teórico)} \times C_1 \times C_2 \times C_3 \quad (7.4 - 3)$$

Donde C_1 , C_2 , C_3 son factores de corrección por concentración de sólidos en la alimentación, caída de presión en el ciclón y por densidad del material y el líquido respectivamente.

El diámetro de corte teórico se basa en pruebas hechas en un ciclón - "típico" (ver capítulo 5) y con las siguientes condiciones de operación :

- 1 - Alimentación de líquido : agua a 20°C (viscosidad = 1 C_p).
- 2 - Alimentación de sólidos : granos esféricos de 2.65 de densidad.
- 3 - Concentración de sólidos en la alimentación : menor a 1 % de sólidos en peso.
- 4 - Caída de presión : 10 lb/pulg².

Estas son las condiciones de base que sirvieron para establecer la gráfica 7.10 y poder evaluar los factores de corrección para otras condiciones de operación.

Para la separación a $d_{50} = 100 \mu\text{m}$, se determinarán las constantes C_1, C_2, C_3 y se calculará el tamaño de corte base, el cual servirá para determinar el diámetro del ciclón.

$$d_{50} \text{ (teórico)} = \frac{d_{50} \text{ (real)}}{C_1 \times C_2 \times C_3}$$

El factor C_1 es el factor de corrección por concentración de sólidos en la alimentación. Según el balance de materia (tabla 6.1.), el % de sólidos en volúmen en la alimentación del ciclón es 16.88 % . Tomando este valor como abscisa en la gráfica de la figura 7.8. se encuentra el valor $C_1 = 1.75$.

El factor C_2 es el factor de corrección por caída de presión en el hidrociclón. Considerando que la pulpa se va a bombear a una presión de $10 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$ man. y que la descarga se efectúa a presión atmosférica, la caída de presión será de 10 lb/pulg^2 , lo que corresponde a un factor $C_2 = 1.0$ (fig. 7.9.).

El factor C_3 es el factor de corrección por densidad del sólido y del líquido. Este factor se calcula con la siguiente relación :

$$C_3 = \sqrt{\frac{1.65}{\rho_s - \rho_l}}$$

donde ρ_s = densidad del sólido (kg/l)

ρ_l = densidad del líquido (kg/l)

$$\text{en nuestro caso } C_3 = \sqrt{\frac{1.65}{2.65-1.0}} = 1.0$$

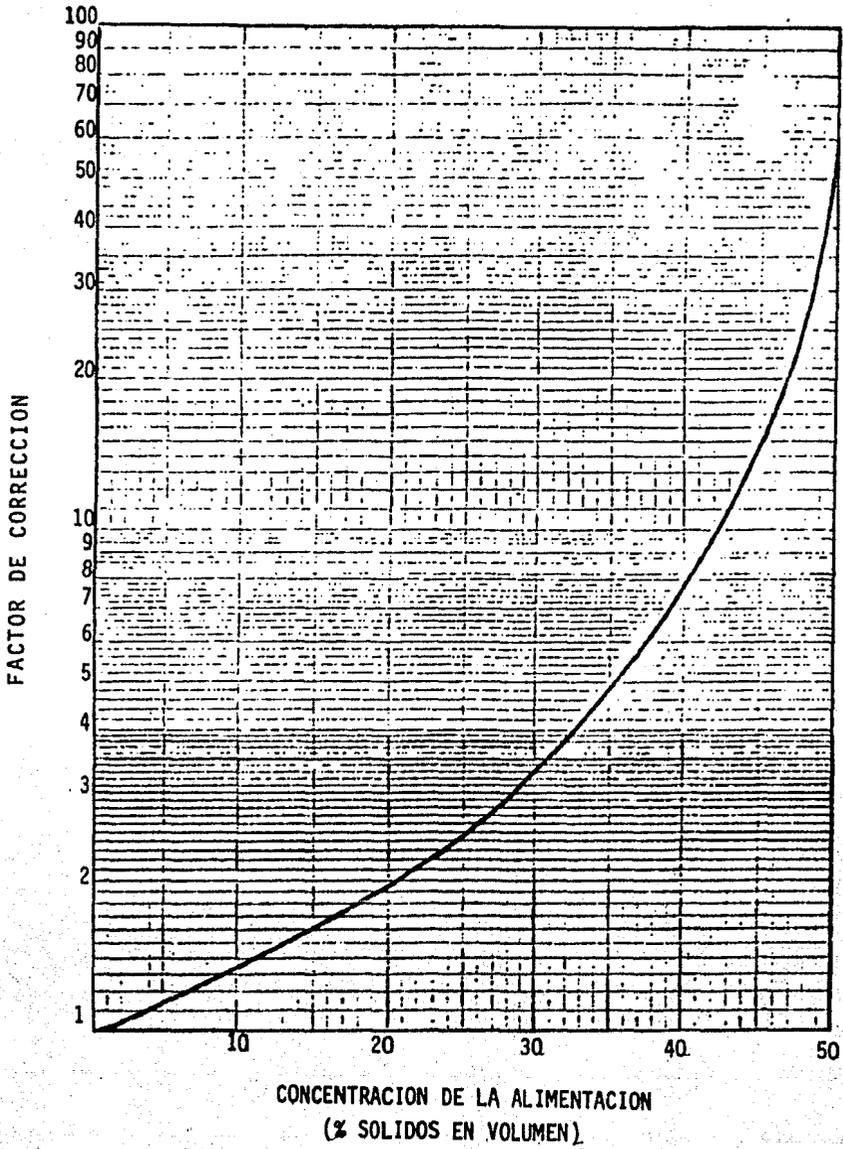


Fig. 7.8 Factor de corrección c_1 por concentración de sólidos (2)

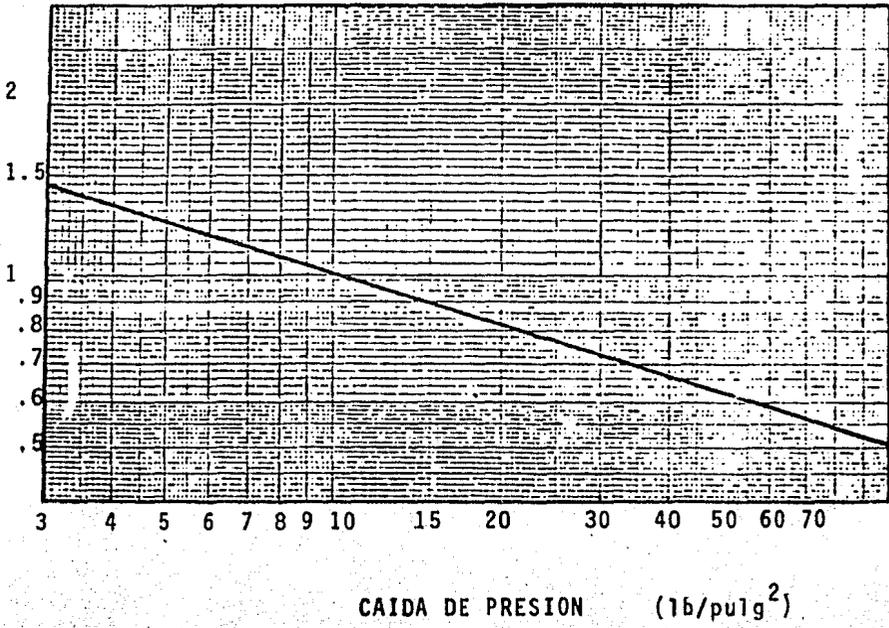


Fig. 7.9 Factor de Corrección C_2 por caída de presión (2)

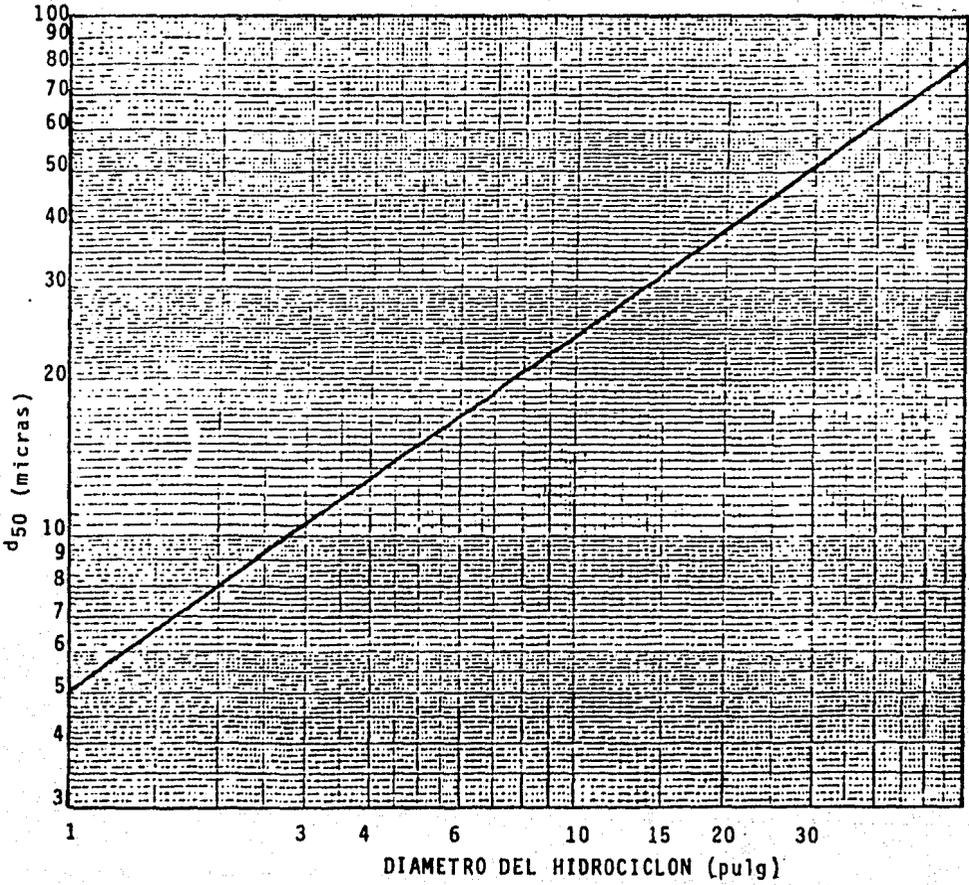


Fig. 7.10 Diámetro de corte según el diámetro del ciclón (2)

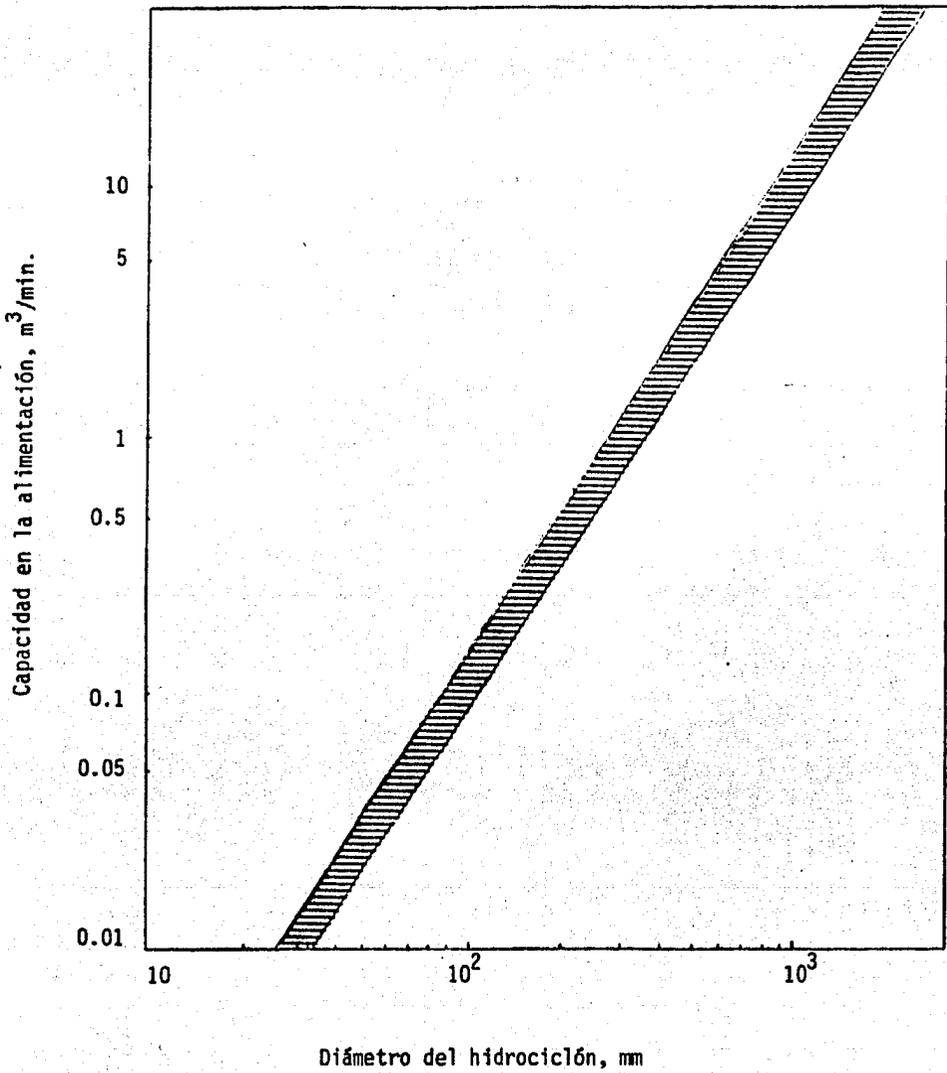


Fig. 7.11. Capacidad de los hidrociclones (18).

El diámetro de corte base es entonces :

$$d_{50} \text{ (base)} = \frac{100}{1.75 \times 1.0 \times 1.0} = 57.14 \text{ } \mu\text{m}$$

Según la figura 7.10 el diámetro del ciclón necesaria es de 35 pulg - - (889 mm), lo cual concuerda con el valor calculado anteriormente.

El siguiente paso consiste en determinar el número de ciclones necesarios.

Según la gráfica 7.11. la capacidad que tiene un ciclón de este diámetro es de $7 \text{ m}^3/\text{min}$ lo que corresponde a $420 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo que un sólo ciclón es en este caso suficiente, tanto para el primer corte como para el segundo corte a - $100 \text{ } \mu\text{m}$.

7.5. FLOTACION.

La flotación es la operación de separación sólido - sólido que más éxito ha tenido en la concentración de minerales debido a su versatilidad, selectividad y eficiencia. Es un método de separación fisicoquímico que se fundamenta en las propiedades de superficie de sólidos. Consiste en volver hidrófobas - las superficies de ciertas especies, mientras que otras tienden a ser hidrófilas. Los minerales que presentan superficies hidrófobas se fijan en la interfase aire-líquido; esta interfase puede ser, o bien la superficie libre de un líquido (agua), o bien la superficie de una burbuja de aire en el seno de la pulpa. En el primer caso se efectúa un transporte selectivo debido al flujo - de una capa de pulpa en la superficie, por lo que a este método se le conoce - por el nombre de flotación pelicular. En el segundo caso el transporte selectivo se realiza por medio del derramamiento de una espuma creada por el

amontonamiento de las burbujas; a este método se le llama flotación-espumación y es el que más aplicación ha tenido en la concentración de minerales.

El mecanismo de la flotación no es todavía del todo conocido; este hecho se debe a que, a pesar de conocer ampliamente la fisicoquímica de la interfase líquido-aire, la interfase sólido-líquido ha sido poco estudiada y los mecanismos propuestos no han sido verificados.

Existen dos categorías de máquinas de flotación (18) :

- mecánicas
- neumáticas

Las máquinas de flotación mecánicas tienen un impulsor que gira entre los deflectores del tanque o de la celda. El aire se introduce a través del impulsor para tener una buena dispersión y un buen mezclado con la pulpa con el fin de causar colisiones entre las partículas y las burbujas y ocasionar la fijación de éstas. El aire es generalmente conducido dentro de una tubería que rodea la flecha del impulsor. El diseño de éste y de los deflectores varía considerablemente de un tipo de máquina a otra. Sin embargo, en todas se requiere de una región altamente turbulenta en la zona más profunda de la celda, y una zona relativamente calmada más arriba, para evitar el desprendimiento de las partículas de minerales pegadas a las burbujas. Las espumas se recolectan en un canal por desbordamiento, o derramándolas por medio de un mecanismo de paletas.

Las máquinas de flotación neumáticas difieren de las del tipo mecánico en

que el aire es introducido directamente y es usado tanto para aerear la pulpa, como para lograr la circulación de ésta. Una desventaja de este tipo de máquina es su relativamente bajo rango de mezclado de la pulpa. Esto reduce el grado de rompimiento del aire y no provee las condiciones favorables para la flotación de partículas pequeñas. El uso de máquinas neumáticas impide que se puedan hacer divisiones de pequeñas celdas y no se pueden recircular productos intermedios, lo que impide su uso en circuitos de flotación complejos.

El tipo de máquina de flotación que se empleará para la eliminación de las impurezas de la arena sílica es mecánico, modelo Denver D-R (fig. 7.12.). Esta máquina de flotación posee una compuerta intermedia o de descarga, que controla la profundidad de la pulpa de las dos o más celdas que le anteceden. Esta diseñada principalmente para un servicio de flotación primaria y agotativa por lo que se adapta perfectamente a nuestro caso en el que se va a realizar una flotación simple.

Este tipo de máquina proporciona una acción fluidificante a la pulpa - mediante la recirculación vertical de ésta. La pulpa procedente de la zona superior de la celda de flotación desciende a través de la cavidad de recirculación de pulpa al impulsor (turbina), se mezcla con aire y después es expulsado por el impulsor al interior de la celda, creando en el depósito una mezcla más homogénea (fig. 7.12.). Debido a la característica de diseño de este tipo de celdas, se requiere utilizar aire a presión; una tubería de aire que rodea el eje del impulsor (turbina) va a parar directamente al centro del impulsor. Inmediatamente circundando a esta tubería de aire, está la cavidad de recirculación de la pulpa que va a parar también a la boca abierta del impulsor. El

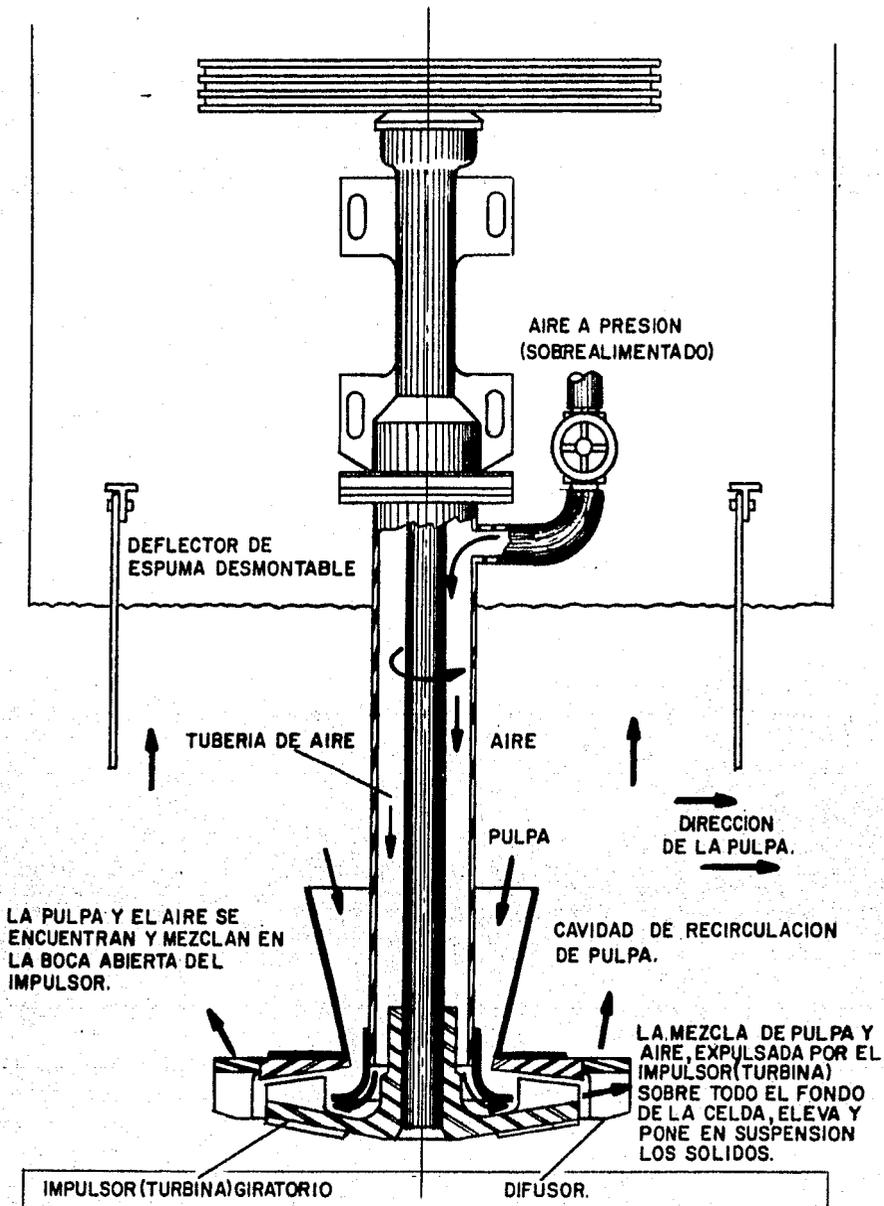


Fig. 7.12
Celda de Flotación tipo Denver D.R.
(vista en corte)

aire que penetra en la celda es forzado a través de la cortina vertical de pulpa recirculante y, por lo tanto, se produce una positiva mezcla de aire y pulpa en la zona de actuación del impulsor. Esta mezcla se ve sometida después a las presiones y vacíos del impulsor y es expulsada contra las palas del difusor que mezclan todavía más y cortan el aire y la pulpa. La pulpa aereada se distribuye sobre toda la base de la celda y las burbujas de aire cargadas con mineral ascienden a través de la celda.

Las principales variantes de operación de este tipo de máquina son (9) :

- 1 - control de aire
- 2 - control de nivel de pulpa
- 3 - control de nivel de espuma
- 4 - control de arenamiento

Las diferentes etapas del proceso de flotación-espumación son las siguientes (32) :

- 1 - preparación del mineral mecánicamente al tamaño requerido (máximo de 35 a 48 mallas); se deben eliminar también previamente las partículas muy finas debido a que éstas consumen demasiados reactivos (debido a la gran superficie que presentan) y perturban la flotación.
- 2 - dilución de la pulpa a una concentración de 15 a 35 % de sólidos.
- 3 - adición a la pulpa de pequeñas cantidades de uno o más agentes acondicionadores inorgánicos, los cuales tienen funciones como activantes o depresores.

- 4 - adición de un agente colector el cual tiene la función de cubrir el mineral a ser flotado con una película repelente al agua.
- 5 - adición de un agente espumante el cual imparte persistencia a las burbujas.
- 6 - aereación por agitación o por inyección de aire para lograr que las partículas de mineral se adhieran a las burbujas.
- 7 - separación de la espuma del resto de la pulpa que contiene partículas residuales las cuales no han sido cubiertas por el colector.

Es más recomendable efectuar la adición del o de los colectores en una etapa previa a la flotación, a una concentración mayor de sólidos, para facilitar el recubrimiento de las partículas de mineral con el agente colector.

Cálculo del número de celdas de flotación.

Los tiempos requeridos para la flotación se determinan a partir de las pruebas de laboratorio efectuadas; sin embargo, el tiempo medido a nivel laboratorio corresponde a una flotación en una sola celda y no considera entonces el tiempo que tarda la pulpa en pasar de una celda a otra. Por esta razón, para calcular el número de celdas de flotación requeridas a nivel industrial, es necesario multiplicar el tiempo experimental por un cierto coeficiente; para las celdas tipo Denver se recomienda un coeficiente de 3.5 (4).

La relación empleada para el cálculo del número de celdas es la siguiente (4) :

$$n = \frac{V_p \times t}{V_c \times K}$$

donde : n = número de celdas

V_p = volumen de pulpa alimentada, en m^3/min ;
según el balance materia (tabla 6.1) este volumen es
 $52.04 m^3/h$, lo que equivale a $0.8673 m^3/min$

t = tiempo de flotación, en minutos;
según las pruebas de flotación realizadas (tabla 4.11),
el tiempo experimental de flotación es de 120 segundos,
lo que corresponde a un tiempo real de $120 \times 3.5 = 420$
segundos ó 7 minutos

K = relación del volumen de pulpa al volumen de la celda
en general esta relación se encuentra entre 0.65 y 0.75
(4), por lo que se utilizará en este caso el valor pro-
medio de 0.70

V_c = volumen de la celda, en m^3 ;
en este caso se seleccionará una celda Denver modelo
24 DR (9) la cual tiene un volumen de 50 pies^3 ($1.41 m^3$)

El número de celdas necesarias es entonces :

$$n = \frac{0.8673 \times 7}{1.41 \times 0.70} = 6.15 \approx 6$$

Para la flotación inversa de la arena sílica, se necesitarán 6 celdas de
flotación de $1.41 m^3$ de capacidad cada una.

7.6. FILTRACION

Esta operación permite eliminar por un medio mecánico, la mayor cantidad de agua de la pulpa y evitar un consumo energético excesivo en la operación de secado.

En el tratamiento de minerales, en general la filtración es precedida por un espesamiento de la pulpa pero en este caso el empleo de un hidrociclón espesador es suficiente y nos permite alimentar el filtro con un alto porcentaje de sólidos.

Para esta operación se seleccionó un filtro continuo horizontal de vacío, el cual resulta más adecuado para sólidos que escurren fácilmente como la arena. Su superficie horizontal impide que los sólidos caigan o sean arrastrados por el agua de lavado, y pueden tolerar capas excepcionalmente pesadas; esto le da a este tipo de filtro una gran capacidad y flexibilidad.

Consiste en un depósito cónico con tapa horizontal circular, que gira al rededor de un eje central y sobre la cual se colocan unos paneles con una malla metálica, la cual constituye el soporte del medio filtrante.

La abertura de esta malla se selecciona según la figura 7.13.

En nuestro caso el tamaño medio de las partículas es de 300 micras por lo que una relación de 2.5 entre la abertura de la malla y el diámetro de la partícula, es adecuada. La instalación de una malla No. 24 en la escala Tyler cuya abertura es de 710 micras resultaría apropiada.

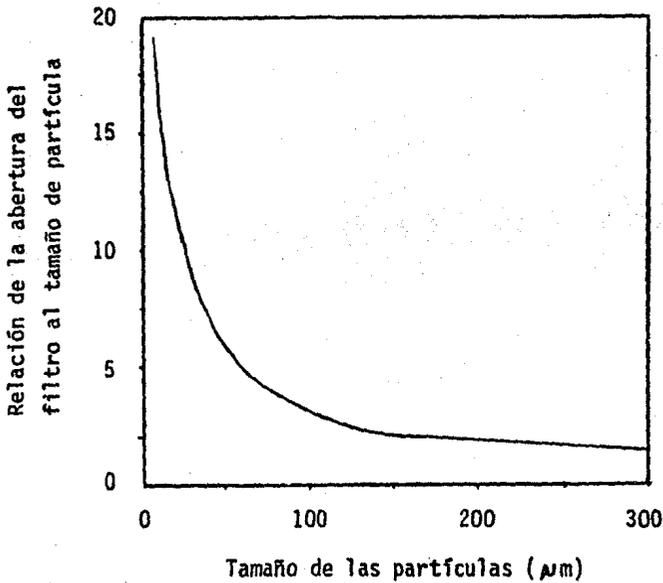


Fig. 7.13. Selección de la abertura de la malla del filtro (12).

El medio filtrante está constituido por una capa de arena que se mantiene constantemente sobre el disco rotatorio. Esto permite establecer un lecho - - filtrante flexible y permeable para obtener un buen escurrimiento; el espesor de este lecho puede variarse modificando la altura del raspador que descarga la arena.

El filtrado y el agua de lavado que se rocía sobre la torta durante su rererrido, son aspirados a través de la tela y descargados para su posterior recirculación. Puesto que siempre hay arena fina que pasa a través de la tela metálica, esta recirculación evita pérdidas de material y regulariza la alimentación.

Nomenclatura figura 7.14 (filtro continuo horizontal de vacfo)

- 1 - Alimentación de pulpa de arena.
- 2 - Tabla con paneles filtrantes.
- 3 - Ducto de succión.
- 4 - Soporte de filtro.
- 5 - Salida del filtrado.
- 6 - Salida de arena a recirculación
- 7 - Inyección de agua.
- 8 - Conexión del ducto al ventilador de extracción.
- 9 - Nivel de filtrado para el sello hidráulico.
- 10 - Camara de vacfo.
- 11 - Inyección de agua para lavado de la torta.
- 12 - Controlador de tiempo de lavado de la torta.
- 13 - Motoreductor.

El vacío se efectúa por medio de un ventilador cuya succión está conectada a un ducto localizado en el extremo inferior del depósito cónico del filtro. - Para lograr un buen vacío es importante mantener un ajuste de agua en el depósito de recepción de los filtrados (ver figura 7.14.); esta agua proporciona el sello hidráulico necesario para el buen funcionamiento del aparato.

La diferencia de presión constituye la fuerza impulsora necesaria para que el líquido fluya fácilmente a través del medio filtrante. Junto con la resistencia ocasionada por el depósito de las partículas sólidas sobre el medio filtrante (torta), constituye una de las variables fundamentales para el diseño del filtro.

En el punto de descarga se suprime el vacío y se retiran los sólidos radialmente por medio de un raspador. Este raspador puede ser una simple placa colocada transversalmente o bien en el caso de que la cantidad de sólidos sea muy grande, se puede instalar un raspador helicoidal de tornillo sin fin, el cual gira y provee una descarga rápida de la arena.

La rotación del filtro se puede hacer empleando un reductor de velocidad variable; esto permite variar el tiempo de filtración según la capacidad o la humedad requerida.

Cálculo del filtro.

Desde el punto de vista de mecánica de fluidos, un filtro es un sistema en el cual existe un flujo a través de un lecho empacado.

Durante la operación de éste, el filtrado tiene que pasar a través de tres

clases de resistencias en serie :

- las resistencias del aparato en el recorrido de la suspensión hasta la cara anterior de la torta y del filtrado desde que sale del medio filtrante.
- la resistencia correspondiente a la torta.
- la resistencia correspondiente al medio filtrante.

En un filtro bien diseñado, las resistencias de las conexiones de entrada y salida son pequeñas y pueden despreciarse en comparación con la resistencia de la torta, por lo que no se considerarán para el cálculo del filtro.

En un lecho filtrante, la velocidad es suficientemente baja para que el flujo sea laminar por lo que se puede aplicar la ecuación para flujo a través de lechos empacados desarrollada por Carman y Kozeny (23) :

$$\frac{dp}{dL} = \frac{k_1 \mu u (1 - \epsilon)^2 (S_p / v_p)^2}{g_c \epsilon^3} \quad (7.6 - 1)$$

donde : dp/dL = gradiente de presión para el espesor L

μ = viscosidad del filtrado

u = velocidad lineal del filtrado, basada sobre el área del filtro

S_p = superficie de una partícula

v_p = volumen de una partícula

ϵ = porosidad de la torta

k_1 = constante

g_c = factor de conversión de la ley de Newton

g_c = 9.8067 m-Kg/Kgf seg²

Para partículas de tamaño y forma definidos, distribuidas al azar,

$$k_1 = 4.167 \quad (23)$$

La velocidad lineal u ésta dada por la ecuación :

$$u = \frac{dV/dt}{A} \quad (7.6 - 2)$$

donde V es el volumen de filtrado recogido desde el comienzo de la filtración hasta el tiempo t .

El volumen de sólidos para una capa dL de torta es $A(1 - \epsilon)dL$ y si ρ_p es la densidad de las partículas, la masa dm de sólidos en la capa es :

$$dm = \rho_p (1 - \epsilon) A dL \quad (7.6 - 3)$$

$$\text{despejando : } dL = \frac{dm}{\rho_p (1 - \epsilon) A}$$

Substituyendo dL en la ecuación (7.6 - 1) obtenemos entonces :

$$dp = \frac{k_1 \mu u (1 - \epsilon) (S_p / v_p)^2}{g_c \epsilon^3 A \rho_p} dm$$

Todos los factores, excepto m , del término de la derecha pueden considerarse independientes de L .

Si m_c es la masa total de sólidos en la torta y si integramos desde la presión P_a en la entrada del filtro hasta la presión P_b a la salida obtenemos:

$$\int_{P_b}^{P_a} dp = - \int_{m_c}^0 dp = \frac{k_1 \mu u (S_p / v_p)^2 (1 - \epsilon)}{g_c \rho_p A \epsilon^3} \int_0^{m_c} dm \quad (7.6 - 4)$$

$$P_a - P_b = - \Delta P_c = \frac{k_1 \mu u (S_p / v_p)^2 (1 - \epsilon) m_c}{g_c \rho_p A \epsilon^3} \quad (7.6 - 5)$$

- ΔP_c corresponde a la caída de presión a lo largo de la torta.

las variables k_1 , S_p/v_p y ϵ son variables que dependen de la presión y por lo tanto caracterizan que tan compresible es la torta.

Agrupándolas en el término α obtenemos :

$$\frac{- \Delta P_c}{\alpha} = \frac{\mu u}{g_c A} m_c \quad (7.6 - 6)$$

donde : α = resistencia específica de la torta

$$\alpha = \frac{k_1 (S_p / v_p)^2 (1 - \epsilon)}{\epsilon^3 \rho_p}$$

El coeficiente α tiene unidades de [longitud/masa] y corresponde a la diferencia de presión necesaria para dar una unidad de velocidad de flujo de filtrado cuando la viscosidad es la unidad y la torta contiene una unidad de masa de sólido por unidad de área del filtro. Su valor se determinará a partir de los resultados obtenidos en las pruebas experimentales de filtración.

De manera análoga se define la resistencia del medio filtrante, R_m , mediante la ecuación :

$$\frac{- \Delta P_m}{R_m} = \frac{\mu u}{g_c} \quad (7.6 - 7)$$

Su valor se puede también obtener empíricamente a partir de datos experimentales, como en el caso de α .

$-\Delta p_m$ corresponde a la caída de presión a través del medio filtrante

Combinando las ecuaciones (7.6 - 6) y (7.6 - 7) se obtiene la caída global de presión :

$$-\Delta p = -\Delta p_c - \Delta p_m = \frac{\mu u}{g_c} (m_c \alpha / A + R_m) \quad (7.6 - 8)$$

La resistencia de la torta, α , es función de Δp_c ; sin embargo, durante la etapa más importante de la filtración, cuando la torta tiene un espesor - - apreciable, $-\Delta p_m$ es pequeño en comparación de $-\Delta p_c$, por lo que α se puede tomar en función de $-\Delta p$ en lugar de $-\Delta p_c$ al momento de integrar la ecuación (7.6 - 4). La masa de sólidos depositados, m_c , se puede relacionar - con el volumen de filtrado mediante la relación (18) :

$$m_c = V C_c \quad (7.6 - 9)$$

donde C_c = masa de sólidos depositados como torta por unidad de volumen de filtrado recolectado.

Substituyendo las ecuaciones (7.6 - 2) y (7.6 - 9) en (7.6 - 8) para obtener una relación en función de volúmenes de filtrado :

$$\frac{dt}{dV} = \frac{\mu}{A g_c (-\Delta p)} \left(\frac{\alpha C_c V}{A} + R_m \right) \quad (7.6 - 10)$$

Cuando Δp es constante, las únicas variables en esta ecuación son V y t .

Podemos evaluar entonces las constantes α y R_m con los datos obtenidos de V frente a t para una caída de presión determinada. Para esto, la ecuación (7.6 - 10) se puede escribir en la forma :

$$\frac{dt}{dv} = K_1 V + K_2 \quad (7.6 - 11)$$

$$\text{siendo } K_1 = \frac{C_c \alpha \mu}{A^2 g_c (-\Delta p)}$$

$$\text{y } K_2 = \frac{R_m \mu}{A (-\Delta p) g_c}$$

Graficando $\Delta t/\Delta v$ en función de \bar{v} se obtendrá una recta cuya pendiente y ordenada al origen definirán los valores de las constantes de filtración K_1 y K_2 .

Se tomará a \bar{v} como el valor medio de las dos lecturas de volumen que definen el intervalo Δv .

Los valores de las variables que aparecen en esta ecuación son los mismos que se emplearon en las pruebas de laboratorio :

$$A = 0.5 \times 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$\rho_s = 2650 \text{ Kg/m}^3$$

$$C = 660 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_f = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 0.894 \times 10^{-3} \text{ Kg/m - seg}$$

Los valores de $\Delta t / \Delta V$ y \bar{V} para los resultados experimentales obtenidos son los siguientes :

para $-\Delta P = 300 \text{ mmHg } (0.4078 \text{ Kg/cm}^2)$:

$V (\ell)$	$t (\text{seg})$	$\bar{V} (\ell)$	$\frac{\Delta t}{\Delta V} (\text{s}/\ell)$
0.100	19.4	0.125	118
0.150	25.3	0.175	152
0.200	32.9	0.225	178
0.250	41.8	0.275	210
0.300	52.3	0.325	250
0.350	64.8	0.375	282
0.400	78.9	0.410	305
0.420	85.0		

Haciendo una regresión lineal de $\frac{\Delta t}{\Delta V}$ vs \bar{V} se obtiene :

- ordenada al origen : $K_2 = 33.8126 \text{ s}/\ell = 33.8126 \times 10^3 \text{ s}/\text{m}^3$

- pendiente : $K_1 = 658.8017 \text{ s}/\ell^2 = 658.8017 \times 10^6 \text{ s}/\text{m}^6$

- factor de correlación : $f = 0.9989$

La resistencia específica de la torta es entonces :

$$\alpha = \frac{K_1 A^2 (-\Delta P) g_c}{C_c \mu}$$

$$\alpha = \frac{(658.8017 \times 10^6)(0.5 \times 10^{-2})^2(4078.38)(9.8067)}{660 \times 0.894 \times 10^{-3}}$$

$$\alpha = 1.1164 \times 10^9 \text{ m/Kg}$$

De la misma manera se encuentra que la resistencia del medio filtrante

es :

$$R_m = 7.5635 \times 10^9 \text{ m}^{-1}$$

Para $-\Delta P = 500 \text{ mmHg}$ (0.6797 Kg/cm^2) :

V (ℓ)	t (seg)	\bar{V} (ℓ)	$\frac{\Delta t}{\Delta V}$ (s/ℓ)
0.100	13.6	0.125	80
0.150	17.6	0.175	98
0.200	22.5	0.225	124
0.250	28.7	0.275	142
0.300	35.8	0.325	162
0.350	43.9	0.375	184
0.400	53.1	0.410	200
0.420	63.1		

Haciendo una regresión lineal de $\frac{\Delta t}{\Delta V}$ vs \bar{V} se obtiene :

- ordenada al origen : $K_2 = 26.7022 \text{ s/l} = 26.7022 \times 10^3 \text{ s/m}^3$

- pendiente : $K_1 = 420.4632 \text{ s/l}^2 = 420.4632 \times 10^6 \text{ s/m}^6$
- factor de correlación : $f = 0.9993$

La resistencia específica de la torta es entonces :

$$\alpha = \frac{(420.4632 \times 10^6)(0.5 \times 10^{-2})(6797.3)(9.8067)}{660 \times 0.894 \times 10^3}$$

$$\alpha = 1.1875 \times 10^9 \text{ m/Kg}$$

La resistencia del medio filtrante es :

$$R_m = \frac{(26.7022 \times 10^3)(0.5 \times 10^{-2})(6797.3)(9.8067)}{0.894 \times 10^{-3}}$$

$$R_m = 9.9549 \times 10^9 \text{ m}^{-1}$$

Para $\Delta P = 700 \text{ mmHg}$ (0.9516 Kg/cm^2) :

V (l)	t (seg)	\bar{V} (l)	$\frac{\Delta t}{\Delta V}$ (seg/l)
0.100	6.3	0.125	62
0.150	9.4	0.175	76
0.200	13.2	0.225	92
0.250	17.8	0.275	106
0.300	23.1	0.325	122
0.350	29.2	0.375	136
0.400	36.0	0.410	150
0.420	39.0		

Haciendo una regresión lineal de $\frac{\Delta t}{\Delta V} V_S \bar{V}$ se obtiene :

- ordenada al origen : $K_2 = 23.0312 \text{ s/l} = 23.0312 \times 10^3 \text{ s/m}^3$
- pendiente : $K_1 = 305.1212 \times 10^6 \text{ s/m}^6$
- factor de correlación : $f = 0.9994$

La resistencia específica de la torta es entonces :

$$\alpha = \frac{(305.1212 \times 10^6) (0.5 \times 10^{-2})^2 (9516.22) (9.8067)}{660 \times 0.894 \times 10^{-3}}$$

$$\alpha = 1.2065 \times 10^9 \text{ m/Kg}$$

La resistencia del medio filtrante es :

$$R_m = \frac{(23.0312 \times 10^3) (0.5 \times 10^{-2}) (9516.22) (9.8067)}{0.894 \times 10^{-3}}$$

$$R_m = 1.2021 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$$

Las gráficas obtenidas para cada caída de presión se muestran en la figura 7.15.

La variación de los valores de α para las diferentes caídas de presión empleadas demuestra que la torta formada es un poco compresible. Para el dimensionamiento del filtro es entonces necesario obtener la variación de α con Δp . Para este propósito se utiliza la ecuación empírica (23) :

$$\alpha = \alpha_0 (\Delta p)^m \quad (7.6 -12)$$

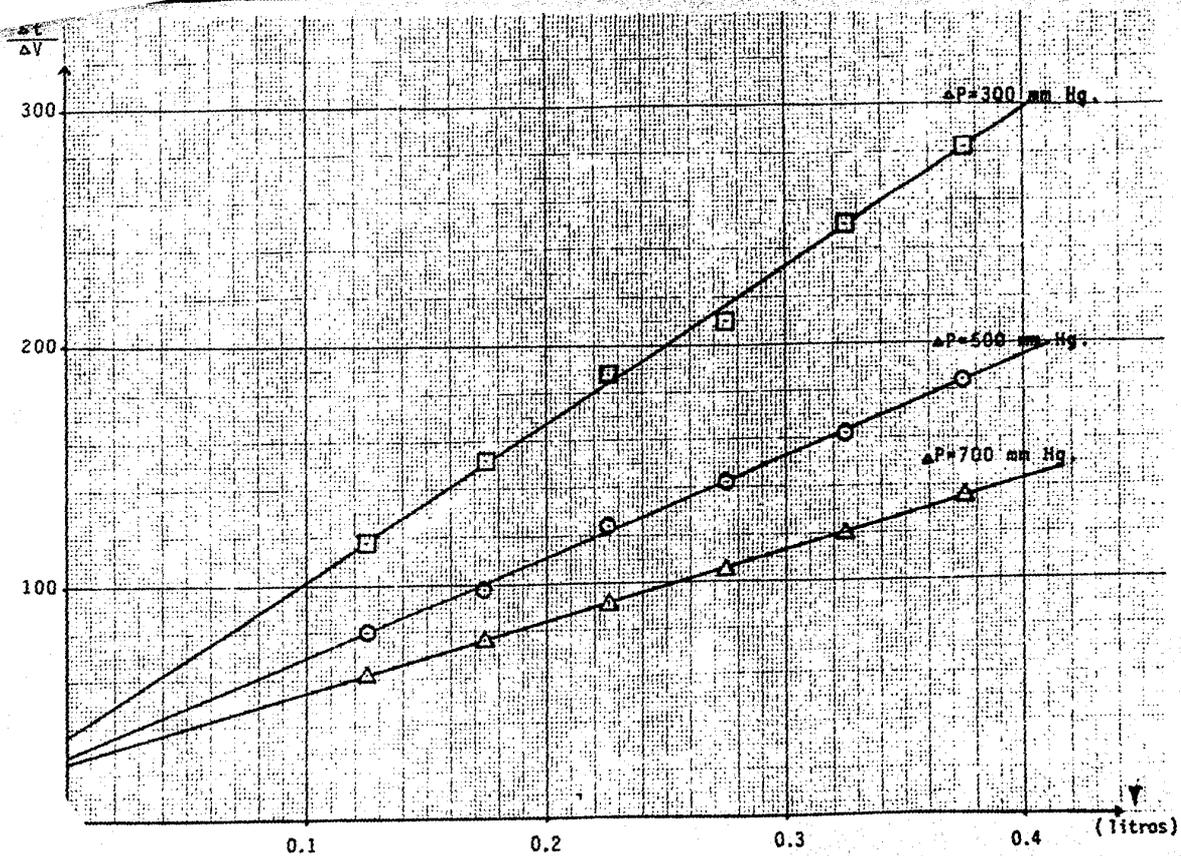


Fig. 7.15 Representación de $\frac{\Delta t}{\Delta V}$ Vs. \bar{V} a diferentes presiones

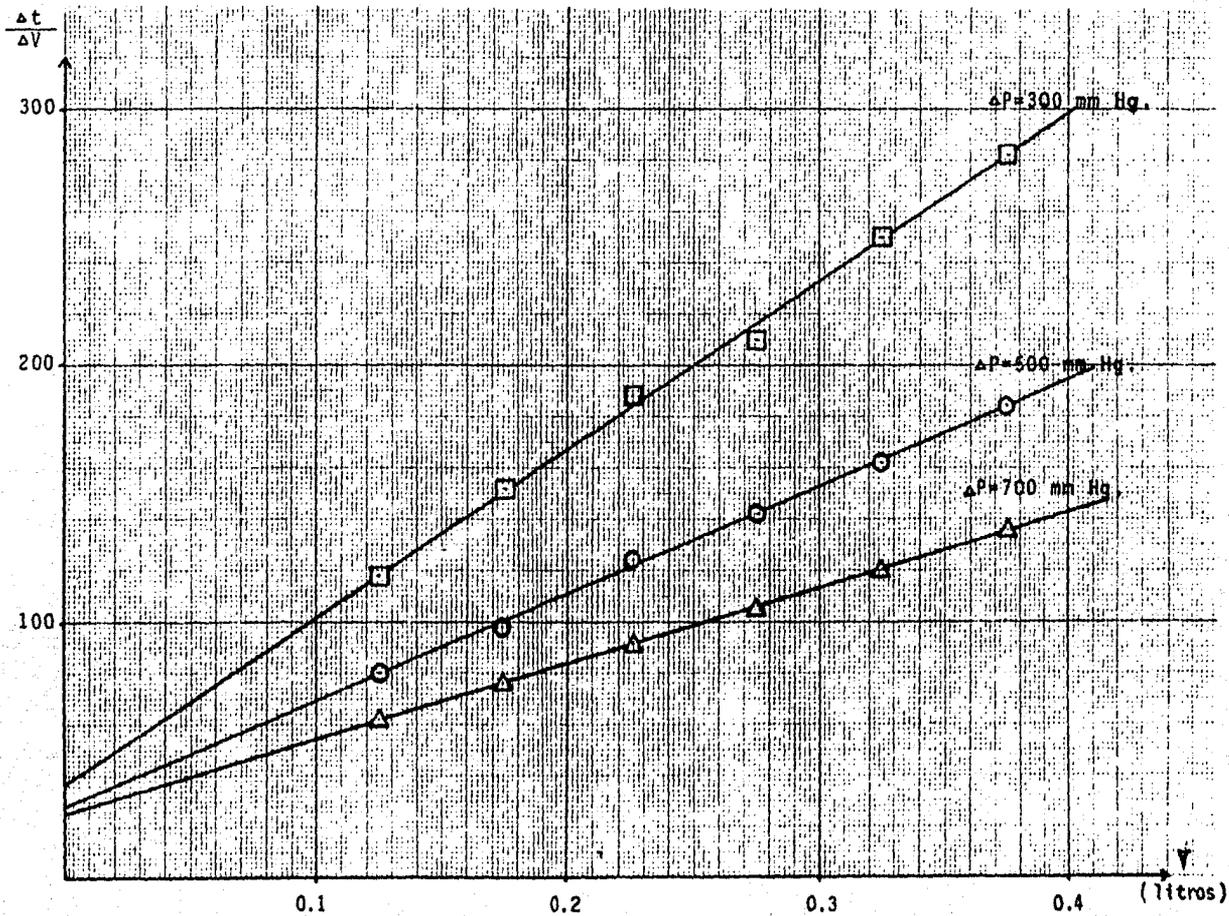


Fig. 7.15 Representación de $\frac{\Delta t}{\Delta V}$ Vs. \hat{V} a diferentes presiones

donde n = coeficiente de compresibilidad

α_0 = constante

la ecuación (7.6 - 12) puede transformarse en :

$$\text{Log } \alpha = \text{Log } \alpha_0 + n \text{ Log } (\Delta p)$$

Graficando $\text{Log } \alpha$ contra $\text{Log } (\Delta p)$ se obtiene una recta cuya pendiente es n y ordenada al origen es $\text{Log } \alpha_0$.

Δp (mmHg)	Δp (Kg/m ²)	α (m/Kg)	Log Δp	Log α
300	4078.38	1.1164×10^9	3.6105	9.0478
500	6797.3	1.1875×10^9	3.8323	9.0746
700	9516.22	1.2065×10^9	3.9784	9.0815

Haciendo una regresión lineal de $\log \alpha$ Vs $\log \Delta p$ (ver figura 7.16), se obtiene :

- ordenada al origen : 8.7102
- pendiente : 0.094
- factor de correlación : 0.9779

El coeficiente de compresibilidad es entonces $n = 0.094$; su valor tan bajo indica que la torta es muy poco compresible.

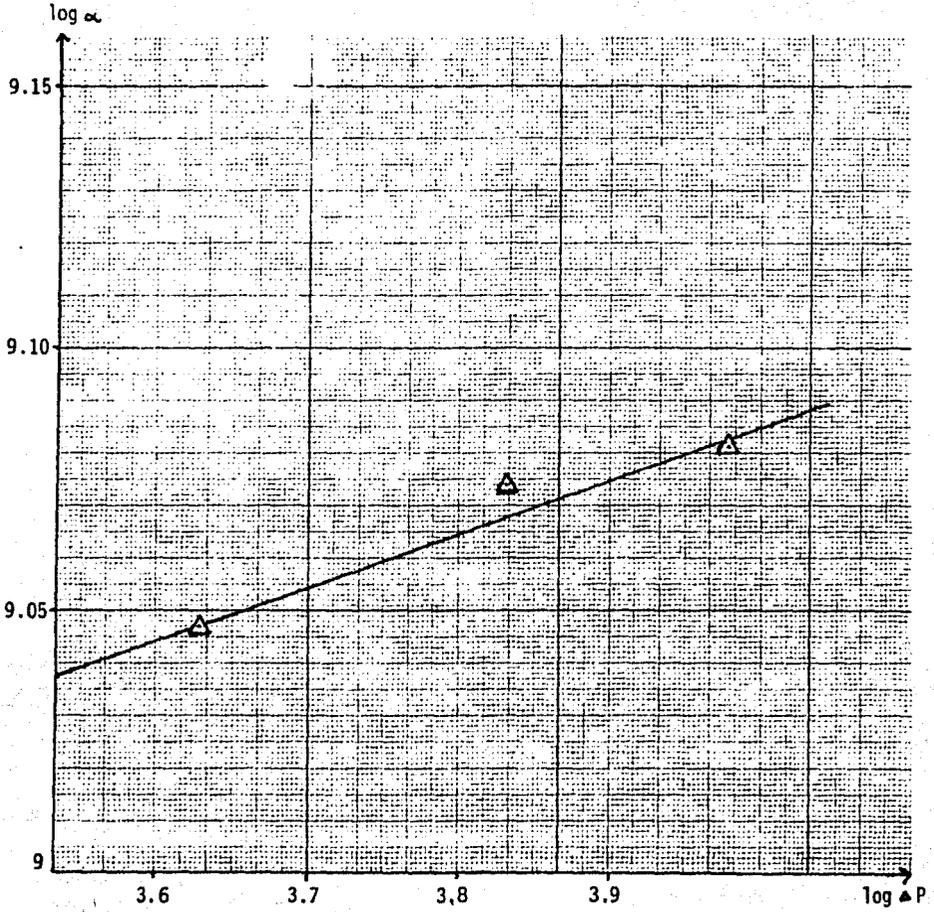


Fig. 7.16 Determinación de la compresibilidad de la torta.

$$\text{La constante } \alpha_o = 10^{8.7102} = 5.1309 \times 10^8$$

Ya determinadas todas las constantes necesarias para el diseño del filtro, se puede proceder a calcular el área de éste :

Tomando el espesor de la torta de 35 mm (según resultado obtenido en las pruebas de filtración), el volumen de la torta formado durante el tiempo t de filtración será :

$$V = A \times 35 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \quad (7.6 - 13)$$

Según el balance de materia, la cantidad de sólidos que alimentará al filtro es 19.20 t/h (corriente $\diamond 17$). El volumen de sólidos depositados en el tiempo t es:

$$V_s = \frac{19.20 \text{ t/h}}{2.65 \text{ t/m}^3} \times t \times \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} = 2.0125 \times 10^{-3} \text{ t m}^3$$

La torta tiene una humedad de 6.5 % por lo que el contenido de sólidos de ésta es de 93.5 % en peso.

La concentración volumétrica de sólidos en la torta húmeda es :

$$C_v = \frac{935/2.65}{\frac{935}{2.65} + \frac{65}{1.00}} = 0.8444$$

El volumen de torta formada durante el tiempo t se puede expresar también como (18) :

$$V = \frac{\text{Volumen de sólidos depositados en el tiempo t}}{\text{Fracción volumen de sólidos en la torta}}$$

$$V = \frac{2.0125 \times 10^{-3} \text{ t}}{0.8444} = 2.3833 \times 10^{-3} \text{ t}$$

Igualando con la ecuación (7.6 - 13) se obtiene :

$$A \times 35 \times 10^{-3} = 2.3833 \times 10^{-3} t$$

$$t = 14.6855 A \text{ seg.} \quad (7.6 - 14)$$

Considerando que en el filtro industrial se selecciona un ventilador para lograr un vacfo que produzca una ΔP de 300 mm Hg, misma condición que se tuvo en la primera prueba experimental, tenemos :

$$\Delta P = 300 \text{ mm Hg} = 4078.38 \text{ Kg/m}^2$$

La ecuación del coeficiente de compresibilidad encontrada experimentalmente es :

$$\alpha = 5.1309 \times 10^8 (\Delta P)^{0.094}$$

entonces :

$$\alpha = 5.1309 \times 10^8 (478.38)^{0.094}$$

$$\alpha = 1.1209 \times 10^9 \text{ m/Kg}$$

Este cálculo demuestra la gran utilidad que tiene la ecuación del coeficiente de compresibilidad puesto que, si se quiere cambiar el vacfo del filtro, con sólo aplicar esta ecuación se encontrarán las nuevas condiciones de operación.

Como en este caso la filtración es contfua, podemos integrar la ecuación (7.6 - 11) :

$$\int_0^t dt = \int_0^V (K_1 V + K_2) dV$$

$$t = K_1 \frac{V^2}{2} + K_2 V$$

Resolviendo esta ecuación cuadrática para V, se obtiene :

$$V = \frac{-K_2 + (K_2^2 + 2 K_1 t)^{\frac{1}{2}}}{K_1}$$

Dividiendo toda la ecuación por A y t :

$$\frac{V}{At} = \frac{-K_2}{K_1 A t} + \left(\frac{K_2^2}{K_1^2 A^2 t^2} + \frac{2}{A^2 t K_1} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (7.6 - 15)$$

Como la resistencia del medio es generalmente despreciable cuando la filtración es continua, la ecuación (7.6 - 15) se puede reducir a :

$$\frac{V}{At} = \frac{1}{A} \times \left(\frac{2}{K_1 t} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Substituyendo K_1 se obtiene :

$$\frac{V}{At} = \left(\frac{2 \Delta P g_c}{C_c \mu t} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (7.6 - 16)$$

C_c es la masa de sólidos depositados como torta por unidad de volumen de filtrado recolectado.

Según las pruebas realizadas, a los 85 segundos se obtuvo 420 ml de filtrado y una torta con 6.5 % de humedad final. Puesto que inicialmente la pulpa contenía 660 g/l de sólidos, en 1 litro de pulpa hay 660 g de sólidos y una - -

cantidad de agua de 1 l - 660 g/2,650 g/l = 0.7509 l, lo que corresponde para una densidad de 1 a 750.9 g.

El porcentaje de sólidos de esta pulpa es :

$$\% S = \frac{660}{660 + 750.9} \times 100 = 46.77 \%$$

Las condiciones de alimentación son entonces :

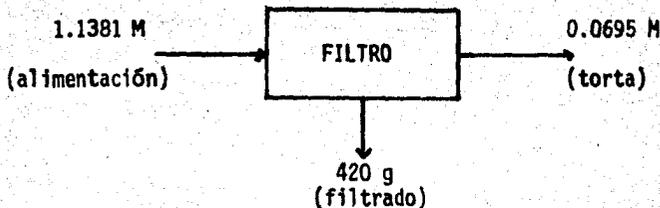
- fracción peso de sólidos : $x_s = 0.4677$
- fracción peso de agua : $x_a = 0.5323$

Si M es la cantidad de sólidos presente en la pulpa, la fracción de agua en la alimentación y en la torta del filtro, en base seca es :

$$x_{a1} = \frac{0.5323}{1 - 0.5323} = 1.1381$$

$$x_{a2} = \frac{0.065}{1 - 0.065} = 0.0695$$

Haciendo un balance de agua :



$$1.1381 M = 0.0695 M + 420$$

$$M = \frac{420}{1.0686} = 393.0376 \text{ g}$$

La cantidad de sólidos depositados es entonces de 393.0376 g.

$$y C_c = \frac{393.0376}{420} = 0.9358 \text{ g/ml} = 935.8 \text{ Kg/m}^3$$

El término V/t de la ecuación (7.6 - 16) corresponde a la cantidad de filtrado obtenido por unidad de tiempo.

Según el balance de materia, la alimentación del filtro (corriente ⑪) se realiza a una concentración de 70 % de sólidos, con una pulpa conteniendo - 19.20 T/h de sólidos y 8.23 T/h de agua. Para tener la concentración de sólidos deseada de 660 g/l (46.77 % en peso) se necesitará alimentar $19.20/0.4677 = 41.05$ T/h de pulpa; esto corresponde a $41.05 - 19.20 = 21.85$ T/h de agua. La cantidad de filtrados que se necesitará recircular para obtener esta condición es entonces $21.85 - 8.23 = 13.62 \text{ m}^3/\text{h}$.

Tenemos entonces :

$$\frac{V}{t} = (21.85 \text{ m}^3/\text{h}) \left(\frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} \right) \left(\frac{420}{1.1381 (393.03)} \right)$$

$$\frac{V}{t} = 0.0057 \text{ m}^3/\text{s}$$

Substituyendo en la ecuación (7.6 - 16) :

$$\frac{0.0057}{A} = \left(\frac{2 \times 4078.38 \times 9.8067}{1.1209 \times 10^9 \times 935.8 \times 0.894 \times 10^{-3} t} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$\frac{0.0057}{A} = \frac{0.0092}{\sqrt{t}}$$

$$A = 0.6195 \sqrt{t}$$

Combinando esta ecuación con la (7.6 - 14) :

$$A = 0.6195 \sqrt{14.6855 A}$$

$$A = 2.3740 \sqrt{A}$$

$$A = 5.6363 \text{ m}^2$$

$$y \quad t = 14.6855 (5.6363)$$

$$t = 82.77 \text{ seg.}$$

Puesto que un ciclo durará en realidad 85 segundos (después de este tiempo se obtiene la torta a la humedad deseada de 6.5 %), el área del filtro será :

$$A = \frac{5.6363}{82.77} \times 85$$

$$A = 5.79 \text{ m}^2$$

Según los tamaños estandar de los filtros de vacfo de la Dorr-Oliver (12) el filtro adecuado para este caso corresponde al de 10 pies (3.05 m) de diámetro, el cual tiene una área nominal de 78 pies² (7.24 m²) y un área efectiva de 65 pies² (6.04 m²).

7.7. SECADO

Esta es la última operación que hay que efectuar para dejar la arena lista para ser utilizada como materia prima en la elaboración de vidrio.

Después de ser filtrada, la arena aún conserva de 6 a 8 % de humedad. -- Para eliminar esta agua, existe en la industria muchos tipos de secadores, pero el más conveniente en este caso resulta el secador rotatorio (ver Capítulo 5); este tipo es el más adecuado para materiales granulares que pueden arrojarse - sin temor de romperlos y tiene la ventaja de ser de fácil operación, de gran - capacidad y de bajo costo de mantenimiento. Está formado por un cilindro giratorio el cual se encuentra ligeramente inclinado con respecto a la horizontal - para permitir que el sólido avance lentamente a través del aparato. Dentro del secador unas aletas fijadas en la pared del cilindro levantan la arena y la - dejan caer formando una cortina móvil a través del aire; de esta manera se facilita el contacto del sólido con la mezcla aire-gases de combustión, lo que mejora la transferencia de humedad. Esta acción elevadora también contribuye al movimiento hacia adelante del sólido.

En nuestro caso tanto la arena como los gases de combustión entrarán por - el mismo lado del cilindro por lo que el tipo de secado que se efectuará es de calor directo con flujo a corriente paralela (ver fig.7.17). Este tipo de secado es el más conveniente para sólidos que pueden secarse con un gas combustible sin miedo a contaminarlos, pero que no deben calentarse a temperaturas muy elevadas. El sólido húmedo se pone en contacto con el gas más caliente y mientras se está evaporando la humedad superficial del sólido, éste no se calentará a -

una temperatura mayor a la de bulbo húmedo del gas. Una vez que toda el agua del sólido se haya evaporado, la temperatura de la arena empezará a aumentar de nuevo por transferencia de calor del gas hacia el sólido.

Una de las grandes ventajas de trabajar en paralelo es que permite tener un mayor control de operación, sobre todo cuando se requiere que el sólido - salga completamente seco. Además, puesto que la arena casi no contiene humedad ligada, no tendría caso utilizar una operación a contracorriente en la - cual el gas más caliente entra en contacto con el sólido más seco para descargarlo a una temperatura mayor y poder así eliminar las trazas más difíciles - de la humedad ligada.

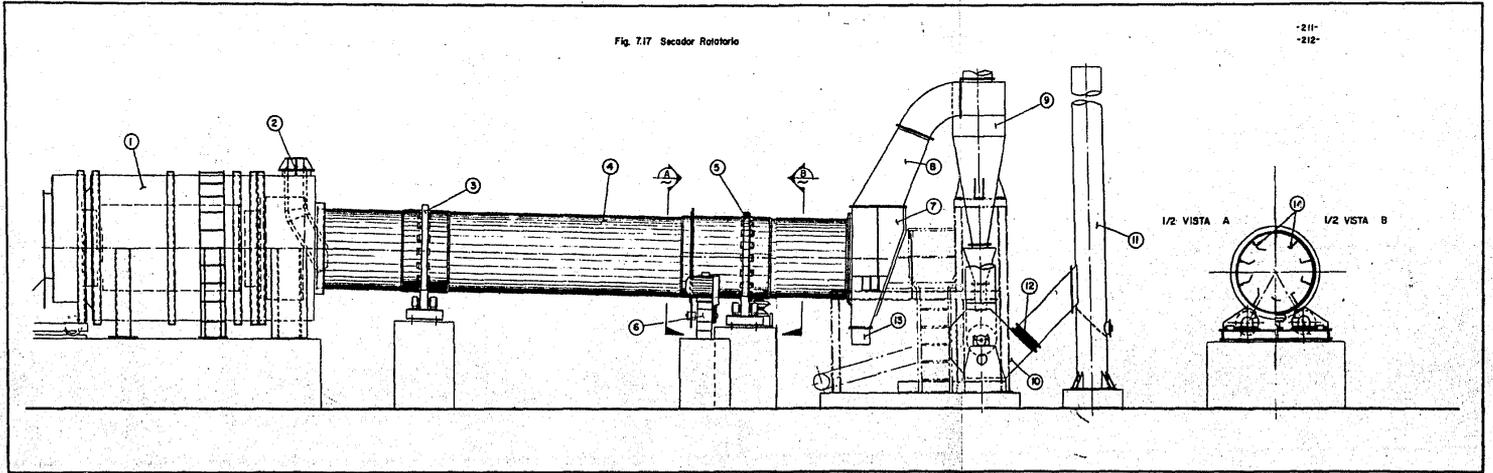
Para jalar los gases a través del cilindro se utiliza un ventilador de -- extracción, el cual descarga directamente a una chimenea. Entre este ventila - dor y el secador se interpone un ciclón recolector (fig. 7.17) para recuperar el polvo arrastrado por los gases y evitar así una contaminación en el medio ambiente.

Las principales variables que afectan el secado son :

- a) humedad
- b) temperatura
- c) rotación
- d) inclinación

Fig. 7.17 Secador Rotatorio

-211-
-212-



Nomenclatura figura 7.17 (secador rotatorio).

- 1 - Cámara de combustión.
- 2 - Ducto de alimentación de arena.
- 3 - Corona de rodamiento.
- 4 - Cuerpo cilíndrico del secador.
- 5 - Corona de rodamiento.
- 6 - Mecanismo de mando.
- 7 - Caja de salida.
- 8 - Conducto de recuperación de los gases.
- 9 - Ciclón de despolvamiento.
- 10 - Ventilador de extracción.
- 11 - Chimenea.
- 12 - Junta de expansión.
- 13 - Salida de arena seca.
- 14 - Aletas elevadoras de arena.

- e) velocidad de los gases de secado
- f) sección transversal
- g) tipo de aletas

A continuación se describirá brevemente cada una de ellas con el fin de poder determinar su influencia en el diseño del secador.

a) humedad

La humedad de la arena es uno de los factores más importantes pues nos indica la cantidad de agua que se va a evaporar; esta humedad determina entonces también la cantidad de calor que deberá suministrarse a la operación, por lo que una variación en ella deberá compensarse ya sea por un aumento o por una disminución en la temperatura de entrada de los gases.

La humedad de la mezcla aire-gases de combustión influye también en la transferencia de masa del sólido al gas pero como ésta es pequeña y prácticamente constante, sólo se considera en el diseño y no como una variable de operación.

b) temperatura

La temperatura de entrada de la arena húmeda es igual a la del ambiente.

La temperatura de entrada de los gases de combustión se considerará de 900 °C (10).

Durante el recorrido del material a través del secador, la temperatura de los gases disminuye hasta una temperatura cercana a la de bulbo húmedo, la cual

es función de la cantidad de humedad removida de la arena.

c) rotación

La velocidad de rotación afecta directamente el tiempo de retención del material dentro del secador; al disminuir la velocidad, aumenta el tiempo de residencia dentro del secador y viceversa. En general ésta es tal que la velocidad periférica se encuentre entre 0.2 y 0.6 m/s (34).

d) inclinación

La inclinación de los cilindros de los secadores rotatorios varía de 0 a 8 % y es otra variable de diseño que afecta directamente al tiempo de retención. En general es positiva, pero en algunos casos de flujo en paralelo y con ciertos materiales poco densos, es necesario una pendiente negativa.

e) velocidad de los gases de secado

La velocidad de los gases de secado esta determinada por la cantidad de material que es arrastrado y esto depende a su vez de que tan fino es el material. El flujo permisible correspondiente al gas depende entonces bastante de la naturaleza del sólido. Para la mayoría de los sólidos a 35 mallas (cuyo diámetro de partícula es de 0.4 mm aproximadamente) se recomienda un flujo de 1.3 a 1.6 Kg/m² - s (34).

f) sección transversal

La carga de sólidos húmedos en secadores rotatorios afecta notablemente su operación. Demasiada cantidad dará como resultado una acción de volteo - - -

incompleta e irregular, con lo que parte del material rodará simplemente en el fondo del secador, dando como resultado un producto final húmedo. La experiencia indica que usando el 3 al 10 % del volumen, el secador proporciona una operación satisfactoria (11). La sección transversal del secador debe ser entonces tal que permita manejar la cantidad de sólidos alimentada dentro del rango de volumen ocupado recomendado.

g) tipo de aletas

La forma y la dimensión de las aletas es otro parámetro de diseño que puede afectar el tiempo de retención de la arena. Pero la función principal de éstas es levantar el material húmedo y dejarlo caer en forma de cascada a través de los gases calientes.

Cálculo del secador.

Para el cálculo del secador se tomará como cantidad de sólidos a secar, la cantidad de arena tipo "ambar" obtenida en el balance de materia (tabla 6.1.) que es mayor que la cantidad de arena tipo "Flint".

El sistema de secado más adecuado es el de flujo paralelo según se mencionó anteriormente y se muestra en la siguiente figura :

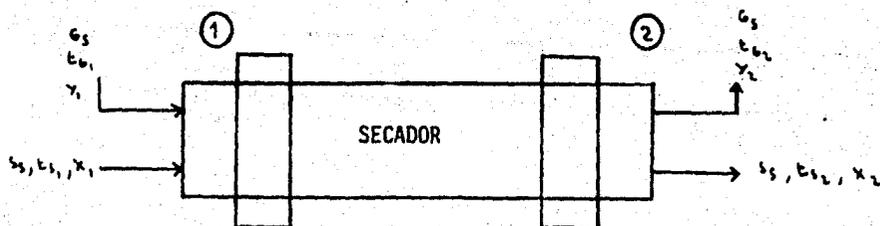


Fig. 7.18. Principales variables del secador.

Para los cálculos que a continuación se efectuarán se usará la siguiente notación :

D = diámetro del secador

L = longitud del secador

G_s = masa velocidad del gas seco

H'_G = entalpía del gas húmedo por unidad de masa del gas seco

H'_S = entalpía del sólido húmedo por unidad de masa de sólido seco

N_{tG} = número de unidades de transferencia del gas

N_{tOG} = número total de unidades globales de transferencia del gas

S_s = masa velocidad del sólido seco

t_G = temperatura de bulbo seco del gas

t_{bh} = temperatura de bulbo húmedo del gas

t_s = temperatura del sólido

X' = contenido de humedad del sólido, masa de humedad/masa de sólido - seco

Y' = contenido de humedad del gas, masa de humedad/masa de gas seco

λ_o = calor latente de evaporación del líquido a la temperatura de referencia.

t_R = temperatura de referencia (0°C)

Los datos básicos para efectuar el cálculo del secador son los siguientes :

Arena seca alimentada al secador	: S_1	=	19,200	Kg/h
Agua a la entrada del secador		=	1,669.56	Kg/h
Total de arena húmeda alimentada		=	20,869.56	Kg/h

(se consideró una humedad de 8 % en la arena alimentada)

La humedad absoluta de la arena en la alimentación es :

$$X_1' = \frac{1,669.56}{19,200.00} = 0.0869 \text{ Kg H}_2\text{O / Kg de sólido seco}$$

A la salida se desea tener una arena con una humedad relativa de 0.1 %

Arena seca a la salida del secador	: S_2	=	19,200	Kg/h
Agua a la salida del secador	:	=	19.22	Kg/h
Total de arena húmeda a la salida		=	19,219.22	Kg/h

La humedad absoluta de la arena a la salida es :

$$X_2' = \frac{19.22}{19,200} = 0.001 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg de sólido seco}$$

La temperatura de la arena a la entrada es $T_{s1} = 25^\circ\text{C}$ (77°F)

La temperatura de la arena a la salida se considera como $T_{s2} = 90^\circ\text{C}$ (194°F)

El medio de secado será una mezcla aire-gases de combustión y se alimentará a 900°C (1652°F) según recomendación del fabricante (10).

La temperatura del gas saliente se va a tomar tentativamente como 130°C (266°F). Dicha temperatura esta sujeta a revisión después de que se haya calculado el número de unidades de transferencia.

El combustible empleado será diafano con las siguientes características :

PCI = 9,650 Kcal/Kg

PCS = 10,500 Kcal/Kg

S = 0.814

Composición : C = 85 %

H = 12 %

S = 2 %

H₂O = 0.5 %

cenizas = 0.5 %

La combustión se realizará con un 20 % de exceso de aire (32).

La composición del aire seco es :

Elemento	% Peso	% Vol
O ₂	22.70	20.44
N ₂	77.30	79.56

Considerando que en el caso más desfavorable se operará con una humedad - relativa de 80 %, según la carta psicrométrica, para una temperatura de bulbo seco de 25°C (77°F), la humedad absoluta es de 0.016 kg agua/kg de aire seco.

La composición del aire húmedo en % peso será entonces :

$$O_2 : \frac{0.2270}{1.016} \times 100 = 22.34 \%$$

$$N_2 : \frac{0.7730}{1.016} \times 100 = 76.08 \%$$

$$H_2O : \frac{0.016}{1.016} \times 100 = 1.57 \%$$

El peso molecular promedio de este aire húmedo es :

$$\overline{PM} = \frac{1}{\sum \frac{g_i}{PM_i}}$$

Donde g_i = fracción masa de cada componente

PM_i = peso molecular de cada componente

$$\overline{PM} = \frac{1}{\frac{0.2234}{32} + \frac{0.7608}{28} + \frac{0.0157}{18}} = 28.5511$$

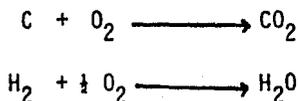
La fracción mol (o fracción volumen) se puede calcular mediante la - relación :

$$X_i = \frac{g_i \overline{PM}}{PM_i}$$

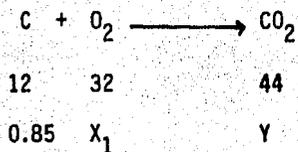
Por lo tanto la composición de este aire húmedo es la siguiente :

Componente	% Peso	% Vol
O ₂	22.34	19.93
N ₂	76.08	77.58
H ₂ O	1.57	2.49

Para efectos de cálculo se considerará que la combustión que se realiza es completa, es decir que los únicos productos que se forman son CO₂ y H₂O :

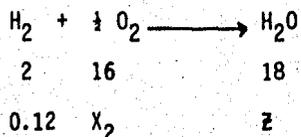


Tomando como base 1 Kg de combustible y la composición de éste, se puede determinar estequiométricamente la cantidad de oxígeno necesario y la cantidad de productos formados :



$$X_1 = \frac{0.85 \times 32}{12} = 2.2666 \text{ Kg O}_2$$

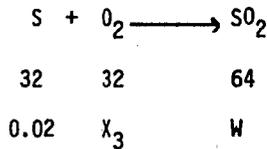
$$Y = \frac{0.85 \times 44}{12} = 3.1166 \text{ Kg CO}_2$$



$$X_2 = \frac{0.12 \times 16}{2} = 0.96 \text{ Kg } O_2$$

$$Z = \frac{0.12 \times 18}{2} = 1.08 \text{ Kg } H_2O$$

Considerando la combustión del azufre :



$$X_3 = \frac{0.02 \times 32}{32} = 0.02 \text{ Kg } O_2$$

$$W = \frac{0.02 \times 64}{32} = 0.04 \text{ Kg } SO_2$$

Por lo tanto, estequiométricamente, por cada Kg de combustible se necesitan :

$$2.2666 + 0.96 + 0.02 = 3.2466 \text{ Kg de } O_2$$

Como la combustión se va a realizar con un 20% de exceso de aire, se va a requerir :

$$1.2 \times (3.2466) = 3.8959 \text{ Kg de } O_2$$

La cantidad total de aire necesario por Kg de combustible es entonces :

$$\frac{3.8959}{0.2234} = 17.4391 \text{ Kg aire / Kg de combustible}$$

La cantidad de N_2 presente en los gases de combustión es entonces :

$$0.7608 (17.4391) = 13.2677 \text{ Kg } N_2$$

La cantidad de agua presente en los gases de combustión es la suma de la cantidad presente en el aire más la cantidad generada por la combustión, más la cantidad ya presente en el combustible :

$$0.016 (17.4391) + 1.08 + 0.005 = 1.3640 \text{ Kg } H_2O$$

La cantidad de O_2 presente en los gases de combustión es la cantidad debida al exceso de aire :

$$3.8959 - 3.2466 = 0.6493 \text{ Kg}$$

La composición de los gases de combustión es entonces :

Componente	Kg/Kg de combustible	% peso	% Vol.
CO_2	3.1166	16.94	11.05
O_2	0.6493	3.53	3.17
H_2O	1.3640	7.41	11.82
N_2	13.2677	72.12	73.96
	<hr/>	<hr/>	<hr/>
	18.3976	100.00 %	100.00 %

$$PM = 28.7134$$

(debido a que el SO_2 se encuentra en una proporción muy pequeña en los gases de combustión, no se tomará en cuenta para los cálculos subsecuentes)

Cálculo del calor específico de la mezcla aire-gas de combustión :

estos calores específicos (a la entrada y a la salida) servirán para hacer posteriormente el balance de energía; éstos se referirán a la mezcla de gases seca.

	$g'i$	g_i	C_p (0°C)	C_p (130°C)	C_p (900°C)
CO_2	0.1694	0.1830	0.205	0.225	0.305
O_2	0.0335	0.0381	0.22	0.23	0.265
N_2	0.7212	0.7789	0.25	0.255	0.285
	-----	-----			
	0.9259	1.0000			

C_p = calor específico en kcal/kg-°C

$g'i$ = fracción masa en la mezcla de gas húmedo

g_i = fracción masa en la mezcla de gas seco

Los calores específicos promedios para el intervalo de temperaturas que se va a manejar son :

Componente	gi	C_p (0-130°C)	C_p (0-900°C)
CO ₂	0.1830	0.215	0.255
O ₂	0.0381	0.225	0.2425
N ₂	0.7789	0.2525	0.2675

El peso molecular de este gas seco es :

$$\overline{PM} = \frac{1}{0.1830 / (44) + 0.0381 / (32) + 0.7789 / (28)} = 30.15$$

Para el cálculo de la entalpía del gas a la entrada se tomará el calor - medio del gas entre 0°C (32°C) que es la temperatura de referencia y 900°C (1652°F) :

$$C_{pl \text{ g.s.}} = \sum gi C_{pli}$$

$$C_{pl \text{ g.s.}} = 0.1830 (0.2550) + 0.0381 (0.2425) + 0.7789 (0.2675)$$

$$C_{pl \text{ g.s.}} = 0.2643 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

Para el cálculo de la entalpía del gas a la salida se tomará el calor - específico medio del gas entre 0°C (32°F) y 130°C (266°F).

$$C_{p2} \text{ g.s.} = \sum g_i C_{p2i}$$

$$C_{p2} \text{ g.s.} = 0,1830 (0,215) + 0,0381 (0,225) + 0,7789 (0,2525)$$

$$C_{p2} \text{ g.s.} = 0,2446 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

Balance de materia.

- balance de agua :

$$S_s X_1' + G_s Y_1' = S_s X_2' + G_s Y_2' \quad (7.7 - 1)$$

La humedad del gas a la entrada se puede deducir de la composición del gas de combustión ;

$$Y_1' = \frac{7,41}{100-7,41} = 0,080 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg g.s.}}$$

La cantidad de sólidos secos es :

$$S_s = 19,200 \text{ kg/h.}$$

Quedan como incógnitas en la ecuación (7.7 - 1), G_s y Y_2' :

$$19,200 (0,0869) + G_s (0,080) = 19,200 (0,001) + G_s Y_2'$$
$$G_s (Y_2' - 0,080) = 1649,28 \quad (7.7 - 2)$$

Balance de energía :

$$S_s H'_{s_1} + G_s H'_{G_1} = S_s H'_{s_2} + G_s H'_{G_2} + 0,25 (G_s H'_{G_1}) \quad (7.7 - 3)$$

En este balance de energía, se consideran las pérdidas caloríficas como del 25 % del calor del gas entrante por tratarse de un secado a alta temperatura (28).

Entalpfa del gas a la entrada :

$$H_{G_1}' = (C_{p_1 \text{ g.s.}} + C_{p \text{ vap. H}_2\text{O}} * Y_1') (t_{G_1} - t_R) + \lambda_0 Y_1'$$

$$G_{H_1}' = 0.2643 + 0.45 * 0.080) (900 - 0) + (597.78) (0.080)$$

$$H_{G_1}' = 318.0924 \text{ kcal/kg g.s.}$$

Entalpfa del gas a la salida :

$$H_{G_2}' = (C_{p_2 \text{ g.s.}} + C_{p \text{ vap. H}_2\text{O}} * Y_2') (t_{G_2} - t_R) + \lambda_0 Y_2'$$

$$H_{G_2}' = 0.2446 + 0.45 * Y_2') 130 - 0) + (597.78) Y_2'$$

$$H_{G_2}' = 31.798 + 656.28 Y_2' \text{ kcal/kg g.s.}$$

Entalpfa del sólido a la entrada :

$$H_{s_1}' = C_{p \text{ arena}} (t_{s_1} - t_R) + X_1' C_{p \text{ H}_2\text{O}} (t_{s_1} - t_R)$$

$$H_{s_1}' = 0.19 (25 - 0) + 0.0869 * 1 * (25 - 0)$$

$$H_{s_1}' = 6.9225 \text{ kcal/hg s.s.}$$

Entalpfa de sólido a la salida :

$$H_{s_2}' = C_{p \text{ arena}} (t_{s_2} - t_R) + Y_2' C_{p \text{ H}_2\text{O}} (t_{s_2} - t_R)$$

$$H_{s_2}' = 0.19 (90 - 0) + 0.001 * 1 (90 - 0)$$

$$H'_{s_2} = 17.19 \text{ kcal/kg s.s.}$$

reemplazando estos valores en la ecuación (7.7 - 3) se obtiene :

$$19,200 (6.9225) + G_s (318.0924) = 19,200 (17.19) + G_2 (31.798 + 656.28 Y_2') \\ + 0.25 (G_s \times 318.0924)$$

reagrupando términos :

$$206.7713 G_s - 656.28 G_s Y_2' = 197,136 \quad (7.7 - 4)$$

junto con la ecuación (7.7 - 2) tenemos entonces dos ecuaciones con dos incógnitas :

$$1649.29 = G_s (Y_2' - 0.080)$$

$$197,136 = 206.7713 G_s - 656.28 G_s Y_2'$$

resolviendo este sistema de ecuaciones :

$$Y_2' = 0.2789$$

$$G_s = 8,294.12 \text{ kg/h}$$

$$y \quad H_{G_2}' = 31.798 + 656.28 (0.2789) = 214.8345 \text{ kcal/kg g.s.}$$

Las pérdidas totales de calor son :

$$Q_T = 0.25 G_s H_{G_1}$$

$$Q_T = 8,294.12 \times 318.0924 \times 0.25$$

$$Q_T = 659,574.13 \text{ kcal/h}$$

El flujo de gas es $G_s = 8,294.12 \text{ kg/h} = 2.30 \text{ kg/s}$

Para materiales cuyas partículas sean de $400 \mu\text{m}$ se recomienda un gasto de $1.36 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (34).

El área transversal requerida para el secador es :

$$A = \frac{2.30 \text{ kg/s}}{1.36 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}} = 1.69 \text{ m}^2$$

El diámetro del secador será entonces :

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 1.47 \text{ m}$$

Considerando la cantidad de agua evaporada, el flujo total de gas es

$$G = 8,294.12 (1 + (0.2789 - 0.080))$$

$$G = 9,943.82 \text{ kg/h}$$

$$G = 2.76 \text{ kg/s}$$

$$\text{y entonces } A = \frac{2.76}{1.36} = 2.03 \text{ m}^2$$

y el diámetro del secador es :

$$D = \sqrt{\frac{4 (2.03)}{\pi}}$$

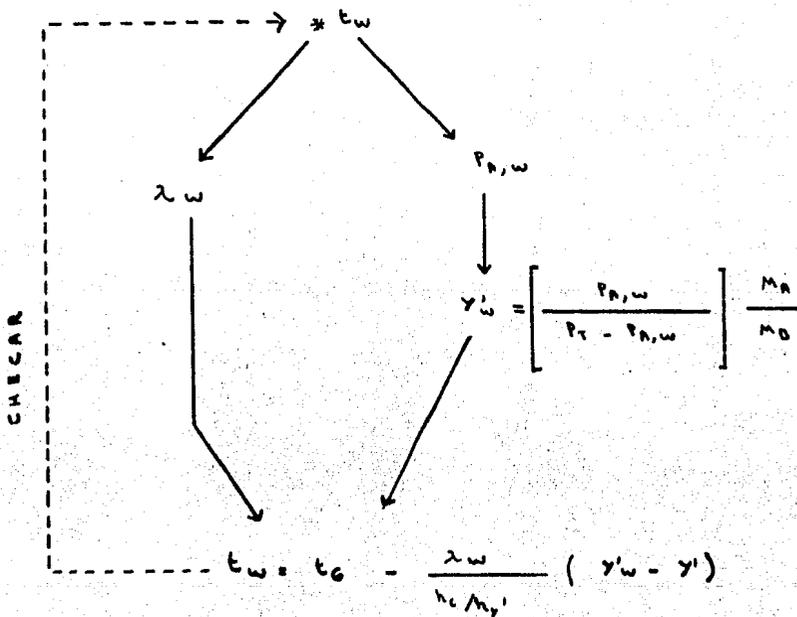
$$D = 1.61 \text{ m}$$

El diámetro estándar más adecuado es el de 60 pulg que corresponde a -
1.524 m (28).

Cálculo de la temperatura de bulbo húmedo del gas a la entrada :

La temperatura de bulbo húmedo se debe de calcular por iteración.

El algoritmo seguido es el siguiente :



- donde T_w = temperatura de bulbo húmedo
 t_G = temperatura de bulbo seco (900°C)
 $P_{A,w}$ = presión de vapor del agua a la temperatura t_w
 (se determina de tablas (1))
 P_T = presión total (1 atm)
 Y'_w = humedad absoluta de saturación
 Y' = humedad absoluta del gas (0.080)
 M_A = peso molecular del atua (18)
 M_B = peso molecular del gas (30.15)
 h_{C/k_y} = relación psicrométrica; se supondrá que esta es la misma
 que para el aire (0.227)

Los resultados son los siguientes :

t_w (°F)	$*t_w$ (°C)	P_T (atm)	$P_{A,w}$ (atm)	Y'_w	λ_w (kcal/kg)	t_w (°C)
180	82.22	1.00	0.5111	0.6241	550.21	- 418.81
170	76.66	1.00	0.4077	0.4109	553.55	93.08
175	79.44	1.00	0.4569	0.5022	551.88	126.43
172	77.77	1.00	0.4269	0.4274	552.88	11.74
171	77.22	1.00	0.4172	0.4447	553.21	53.37
170.5	76.94	1.00	0.4125	0.4192	553.38	73.10
170.4	76.89	1.00	0.4115	0.4175	553.44	77.15

Se puede tomar entonces la temperatura de bulbo húmedo como :

$$t_{bh_1} = 76.88^\circ\text{C} (170.4^\circ\text{F})$$

Esta es la temperatura a la que se efectúa el secado durante toda la zona II (fig. 7.19), zona en la que se establece un equilibrio entre el sólido y el gas, siendo la velocidad de secado constante.

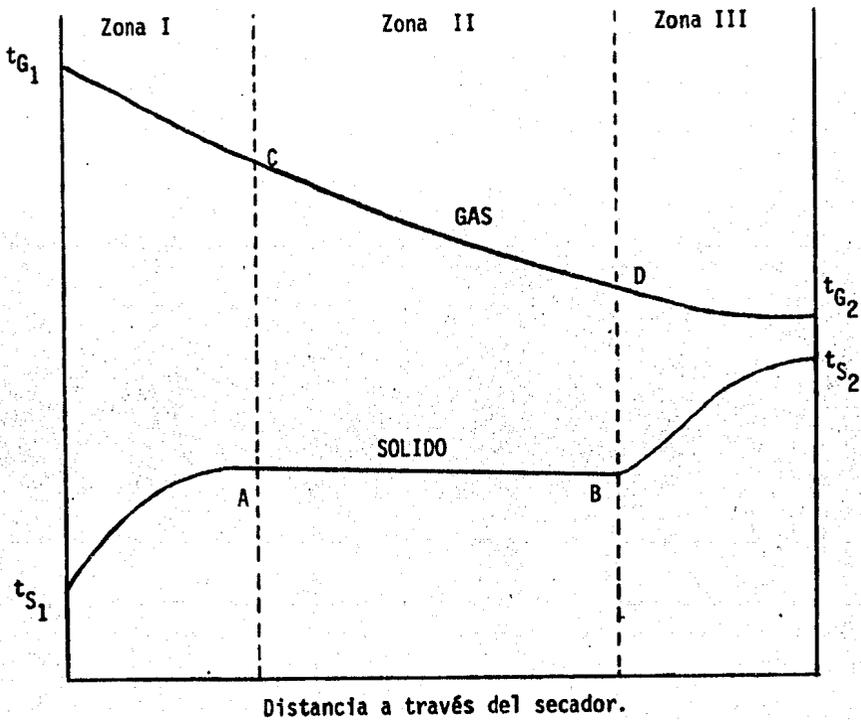


Fig. 7.19. Gradientes de temperatura en un secador con flujo paralelo.

La temperatura de bulbo húmedo a la salida es igual a la de la entrada en el caso de un secado adiabático, pero en este caso será un poco menor debido a las pérdidas de calor.

Siguiendo el mismo procedimiento de cálculo, pero con las condiciones del gas a la salida ($Y' = 0.2789$ y $t_G = 130^\circ\text{C}$), se determina la temperatura del bulbo húmedo.

t_w ($^\circ\text{F}$)	* t_w ($^\circ\text{C}$)	P_T (atm)	$P_{A,w}$ (atm)	γ'_w	λ_w (kal/kg)	t_w ($^\circ\text{C}$)
180	82.22	1.00	0.5111	0.6241	550.21	- 706.71
170	76.66	1.00	0.4077	0.4109	553.55	- 191.89
160	71.11	1.00	0.3226	0.2843	556.88	116.75
165	73.89	1.00	0.3631	0.3404	555.22	- 20.42
161	71.66	1.00	0.3304	0.2946	556.55	91.51
162	72.22	1.00	0.3383	0.3052	556.22	65.56
161.5	71.94	1.00	0.3343	0.2998	556.38	78.77
161.7	72.05	1.00	0.3359	0.3020	556.32	73.39

La temperatura de bulbo húmedo a la salida es entonces aproximadamente $t_{bh_2} = 72.05^\circ\text{C}$ (161.7°F).

Mientras esté presente la humedad superficial, el sólido se calentará únicamente a la temperatura de bulbo húmedo del gas (zona II).

Para efecto de cálculo se considerará que el secado en toda la zona II se realiza a 75°C (167°F).

Para determinar la longitud del secador es necesario calcular el número de unidades de transferencia de cada zona.

Suponiendo que las pérdidas caloríficas en las tres zonas son proporcionales al número de unidades de transferencia en cada zona y a la diferencia de temperatura promedio entre el gas y el aire que lo rodea (25°C), se puede considerar la siguiente distribución de las pérdidas caloríficas (34) :

Zona I : 15 %

Zona II : 65 %

Zona III : 20 %

La zona I se va a tomar como zona de precalentamiento del sólido hasta 75°C, sin secado.

La entalpía del sólido a 75°C (punto A de la fig. 7.19) es :

$$H'_{s_A} = C_p \text{ arena } (t_{s_A} - t_R) + X'_A C_{pH_2O} (t_{s_A} - t_R)$$

$$X'_A = X'_1 \text{ debido a que todavía no se evaporó agua.}$$

$$H'_{s_A} = 0.19 (75 - 0) + 0.0869 (75 - 0)$$

$$H'_{s_A} = 20.7675 \text{ kcal/kg s.s.}$$

Suponiendo que toda la humedad se evapora en la zona II (no hay humedad ligada), la entalpía del sólido en el punto B es :

$$H'_{s_B} = C_p \text{ arena } (t_{s_B} - t_R) + X'_{B} \cdot C_{pH_2O} (t_{s_B} - t_R)$$

$$X'_{B} = X'_{2} \text{ debido a que en la zona III ya no se evapora agua}$$

$$H'_{s_B} = 0.19 (75 - 0) + 0.001 (75 - 0)$$

$$H'_{s_B} = 14.325 \text{ kcal/kg s.s.}$$

Cálculos para la zona I :

El balance de energía para esta zona es :

$$G_s H'_{G_1} + S_s H'_{s_1} = G_s H'_{G_C} + S_s H'_{s_A} + 0.15 Q$$

despejando H'_{G_C} :

$$H'_{G_C} = \frac{G_s H'_{G_1} + S_s H'_{s_1} - S_s H'_{s_A} - 0.15 Q}{G_1}$$

$$H'_{G_C} = \frac{(8,294.12)(318,0924) + (19,200)(6.9225) - (19,200)(20.7675) - 0.15(659,574.13)}{8,294.12}$$

$$H'_{G_C} = 274.11 \text{ kcal/kg g.s.}$$

Con el valor de esta entalpía, se puede calcular la temperatura a la salida de la zona I, t_{G_C} .

$$H'_{G_c} = (C_p \text{ g.s.} + C_p \text{ vap. H}_2\text{O} * Y'_c) (t_{G_c} - t_R) + Y'_c \lambda_o$$
$$Y'_c = Y_1' = 0.080 \text{ kgH}_2\text{O} / \text{kg g.s.} \quad (\text{todavía no hay secado})$$

despejando t_{G_c} :

$$t_{G_c} = \frac{H'_{G_c} - \lambda_o Y'_c}{(C_p \text{ g.s.} + C_p \text{ H}_2\text{O} * Y'_c)} + t_R$$

$$t_{G_c} = \frac{274.11 - (597.78) (0.080)}{(0.26 + 0.45 \times 0.080)} + 0$$

$$t_{G_c} = 764.48^\circ\text{C}$$

La diferencia de temperatura logarítmica entre el gas y el sólido es :

$$\Delta t_m = \frac{(t_{G_1} - t_{s_1}) - (t_{G_c} - t_{s_A})}{\ln \frac{(t_{G_1} - t_{s_1})}{(t_{G_c} - t_{s_A})}}$$

$$\Delta t_m = \frac{(900 - 25) - (764.48 - 75)}{\ln \frac{(900 - 25)}{(764.48 - 75)}}$$

$$\Delta t_m = 778.56^\circ\text{C}$$

El cambio en la temperatura del gas debido a la transferencia de calor únicamente hacia el sólido es :

$$\frac{\Delta t_G + S_s (H_{s_A} - H_{s_1})}{G_s C_{p \text{ gas}}}$$

$$\Delta t_G = \frac{19,200 (20.7675 - 6.9225)}{(8,294.12) (0.26)} = 123.27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El número de unidades de transferencia de calor de la zona I es entonces :

$$N_{t_{OG}} = \frac{\Delta t_G}{\Delta t_m} = \frac{123.27}{778.56} = 0.1583$$

Cálculos para la zona III.

Haciendo un balance de calor a la entrada y a la salida de la zona III :

$$G_s H'_{G_D} + S_s H'_{s_B} = G_s H'_{G_2} + S_s H'_{s_2} + 0.20 Q$$

$$H'_{G_D} = \frac{G_s H'_{G_2} + S_s H'_{s_2} + 0.20 Q - S_s H'_{s_B}}{G_s}$$

$$H'_{G_D} = \frac{(8,294.12) (214,8345) + (19,200) (17.19) + 0.20 (659,574.13) - (19,200) (14.325)}{8,294.12}$$

$$H'_{G_D} = 237.37 \text{ kcal/kg g.s.}$$

$$H'_{G_D} = (C_{p \text{ g.s.}} + C_{p \text{ H}_2\text{O}} * Y'_D) (t_{G_D} - t_R) + \lambda_o Y'_D$$

$$\text{Tomando } C_{p \text{ g.s.}} = 0.25 \text{ kcal/kg } - \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$y Y'_D = Y'_2 = 0.2789$$

$$t_{G_D} = \frac{H'_{G_D} - \lambda \cdot Y'_D}{(C_{p \text{ g.s.}} + C_{pH_2O} \cdot Y'_D)} + t_R$$

$$t_{G_D} = \frac{237.37 - (597.78)(0.2789)}{(0.25 + 0.45 \cdot 0.2789)}$$

$$t_{G_D} = 188.14 \text{ } ^\circ\text{F}$$

La diferencia de temperatura logarítmica entre el gas y el sólido es :

$$\Delta tm = \frac{(t_{G_D} - t_{s_B}) - (t_{G_2} - t_{s_2})}{\ln \frac{(t_{G_D} - t_{s_B})}{(t_{G_2} - t_{s_2})}}$$

$$\Delta tm = \frac{(188.14 - 75) - (130 - 90)}{\ln \frac{(188.14 - 75)}{(130 - 90)}}$$

$$\Delta tm = 70.34 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El cambio en la temperatura del gas debido a la transferencia de calor únicamente hacia el sólido es :

$$t_G = S_s \frac{(H'_{s_2} - H'_{s_B})}{G_s C_{p \text{ gas}}}$$

$$\Delta t_G = \frac{19,200 (17.19 - 14.325)}{(8,294.12) (0.25)}$$

$$\Delta t_G = 26.53 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El número de unidades de transferencia de calor en la zona III es entonces :

$$N_{t_{OG}} = \frac{\Delta t_G}{\Delta t_m} = \frac{26.53}{70.34} = 0.3772$$

Cálculos para la zona II

El balance de calor para esta zona es :

$$G_S H'_{G_C} + S_S H'_{S_A} = G_S H'_{G_D} + S_S H'_{S_B} + 0.65 Q$$

Todas las variables de esta ecuación son ya conocidas.

El cambio real de temperatura del gas es :

$$t_{G_C} - t_{G_D} + 764.48 - 188.14 = 576.34 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El cambio de temperatura debido a las pérdidas calóricas es :

$$\Delta t = \frac{0.65 Q}{G_S C_{p \text{ gas}}}$$

$$\Delta t = \frac{0.65 (659,574.13)}{(8,294.12)(0.255)} = 202.71 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El cambio de temperatura del gas debido a la transferencia de calor únicamente hacia el sólido es entonces :

$$t_G = 576.34 - 202.71 = 373.63 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La diferencia de temperatura logarítmica entre el gas y el sólido es :

$$\Delta t_m = \frac{(t_{G_c} - t_{s_A}) - (t_{G_D} - t_{s_B})}{\ln \frac{(t_{G_c} - t_{s_A})}{(t_{G_D} - t_{s_B})}}$$

$$\Delta t_m = \frac{(764.48 - 75) - (188.14 - 75)}{\ln \frac{(764.48 - 75)}{188.14 - 75}}$$

$$\Delta t_m = 318.89 \text{ } ^\circ\text{C}$$

El número de unidades de transferencia de calor para la zona II es -
entonces :

$$N_{t_{OG}} = \frac{\Delta t_G}{\Delta t_m} = \frac{373.63}{318.89} = 1.1716$$

El número total de unidades de transferencia de calor es entonces :

$$N_{t_{OG}} = 0.1583 + 0.3772 + 1.1716 = 1.7071$$

Como era de esperarse, el mayor número de unidades de transferencia se encuentra en la zona II, zona en la cuál se efectúa el secado.

El flujo por unidad de área es de $1.36 \text{ Kg/m}^2 \cdot \text{s}$, según se fijó anteriormente, al momento de calcular el diámetro del secador.

El flujo promedio por unidad de área es :

$$\bar{G} = G_s (\bar{v} + \bar{y}) = 1.36 \left(1 + \frac{0.2789 + 0.080}{2} \right)$$

$$\bar{G} = 1.6040 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Por falta de datos experimentales, se evaluará el coeficiente global de transferencia de calor mediante la siguiente relación (34) :

$$U_a = \frac{237 \bar{G}^{0.67}}{D}$$

donde \bar{G} = gasto promedio del gas, en $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$

D = diámetro del secador, en m

U_a = coeficiente global de transferencia de calor, en $\text{W/m}^2 \cdot \text{K}$

$$U_a = \frac{237 (1.6040)^{0.67}}{1.524} = 213.4274 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

La longitud de cada unidad de transferencia de calor se calcula mediante la siguiente relación (34) :

$$H_{tOG} = \frac{G_s C_s}{U_a}$$

donde C_s = calor húmedo de gas, en $\text{J/kg} \cdot \text{K}$

H_{tOG} = longitud de la unidad de transferencia, en m

El calor húmedo promedio del gas es :

$$C_s = \frac{0.3003 + 0.3701}{2} = 0.3552 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}}$$

$$C_s = 0.3352 \frac{\text{cal}}{\text{g}^\circ\text{C}} \left(\frac{4.187 \text{ J}}{\text{cal}} \right) \left(\frac{1^\circ\text{C}}{1^\circ\text{K}} \right) = 1403.48 \text{ J/kg}\cdot\text{K}$$

$$\text{entonces : } H_{tOG} = 1.36 \frac{(1403.48)}{213.4274} = 8.94 \text{ m}$$

La longitud requerida para el secador es entonces :

$$Z = N_{tOG} H_{tOG}$$

$$Z = 1.71 \times 8.94 = 15.28 \text{ m}$$

El secador más adecuado deberá tener 1.524 m de diámetro y una longitud aproximada de 15 metros.

Tomando un valor de la velocidad periférica dentro del rango recomendado - (34), por ejemplo 0.50 m/s, la velocidad angular del secador será :

$$v_r = \frac{0.5 \times 60}{\pi D} = \frac{0.5 \times 60}{\pi \times 1.524} = 6.3 \text{ m}$$

Cálculo del tiempo de retención.

Al diseñarse los secadores rotatorios, debe estimarse el tiempo de retención de los sólidos que pasan a través del secador. Este tiempo depende de la densidad y del ángulo de reposo del sólido, de la distribución de los deflectores en el secador, de la inclinación del mismo y de la masa de materiales presentes dentro de él. La correlación de Friedman y Marshall (11) ofrece un método empírico para determinar este tiempo de retención.

$$\theta = \frac{0.35 L}{SN^{0.9D}} + \frac{0.6 B L G_V}{G_F}$$

en donde : θ = tiempo promedio de retención en minutos

L = longitud del secador (15.28 m = 50.13 pies)

S = inclinación del secador

se fijará un ángulo de 1.5° (31), el cual corresponde a una inclinación de 0.026 pie/pie

N = velocidad de rotación (6.3 rpm)

D = diámetro del secador (5 pies)

B = constante que depende de las partículas del material

$$B = 5.2 (D_p)^{-0.5} = 5.2 (300)^{-0.5} = 0.3$$

$$G_v = \text{velocidad de la masa de gases} \left(1.60 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} = 1180.37 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^2 \cdot \text{h}} \right)$$

G_F = proporción de carga al secador

$$G_F = \frac{42,336}{\pi(5)^2/4} = 2,156.15 \text{ lb de material seco / h} \cdot \text{pie}^2$$

En este caso el signo del segundo término es negativo debido a que el flujo es en paralelo.

$$\theta = \frac{0.35 \times 50.13}{0.026 \times (6.3)^{0.9} \times 5} - \frac{0.6 \times 0.3 \times 50.13 \times 1180.37}{2,156.15}$$

$$\theta = 20.81 \text{ minutos}$$

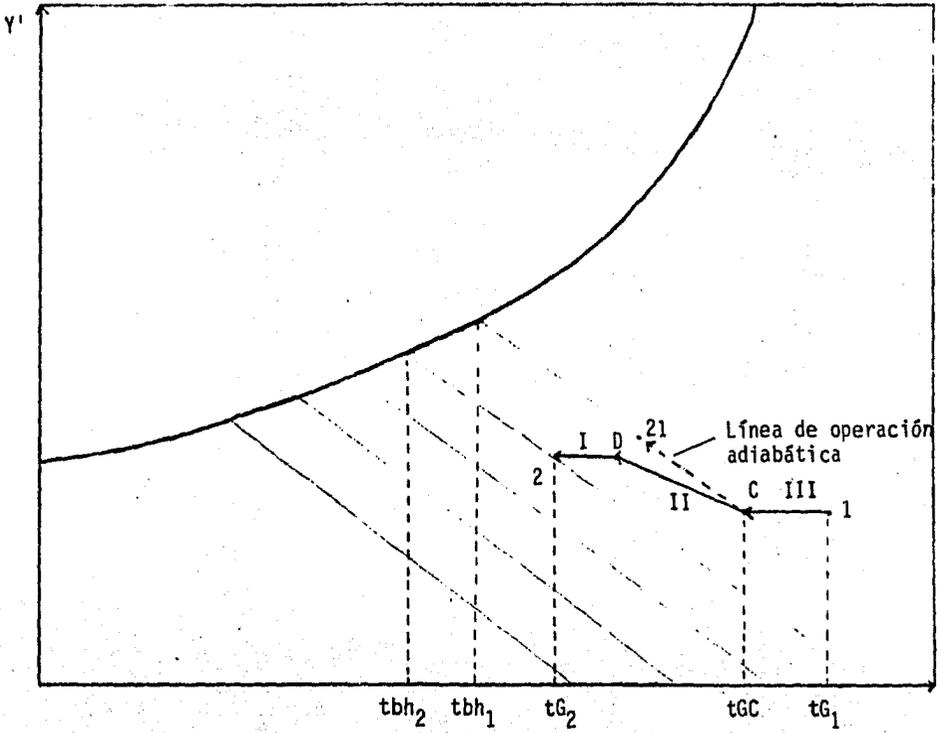


Fig. 7.20 Cambios en la humedad y en la temperatura del gas durante la operación de secado con flujo paralelo.

7.8. DECANTACION

Esta operación, usualmente denominada espesamiento, permite recuperar una gran cantidad de agua antes de enviar los efluentes a la presa de jales; al mismo tiempo, al recuperar el agua, disminuye el consumo de reactivos de flotación debido a que parte de ellos vuelven a introducirse dentro del proceso junto al agua decantada. La masa casi total del agua es evacuada por desbordamiento del espesador y se bombea hacia la planta mientras que las colas se mandan hasta la presa de jales.

El espesador o decantador, consiste esencialmente de un tanque cilíndrico de acero, madera o concreto, con un mecanismo de arrastre, de movimiento lento, colocado en el fondo y que sirve para jalar o barrer los sólidos asentados - - hacia el centro. La pulpa entra al espesador en forma continua por un canal o tubería que llega a un pozo de alimentación sumergido, situado en el centro del tanque. El líquido se mueve radialmente con velocidad constantemente decreciente, permitiendo que los sólidos sedimenten hacia el fondo del tanque. El líquido claro rebosa por la parte superior. El mecanismo de arrastre generalmente - consiste de cuatro brazos o rastras, dos de las cuales tienen una longitud igual al radio del decantador y los otros dos una longitud muy pequeña (fig. 7.21.).

Para que la lama (material muy fino) no sea levantada y se descargue en el derrame, el tamaño del tanque debe diseñarse en relación con el volumen de la alimentación que llega de modo que la velocidad de asentamiento de los sólidos en la zona de clarificación sea mayor que la componente vertical de la velocidad que se eleva.

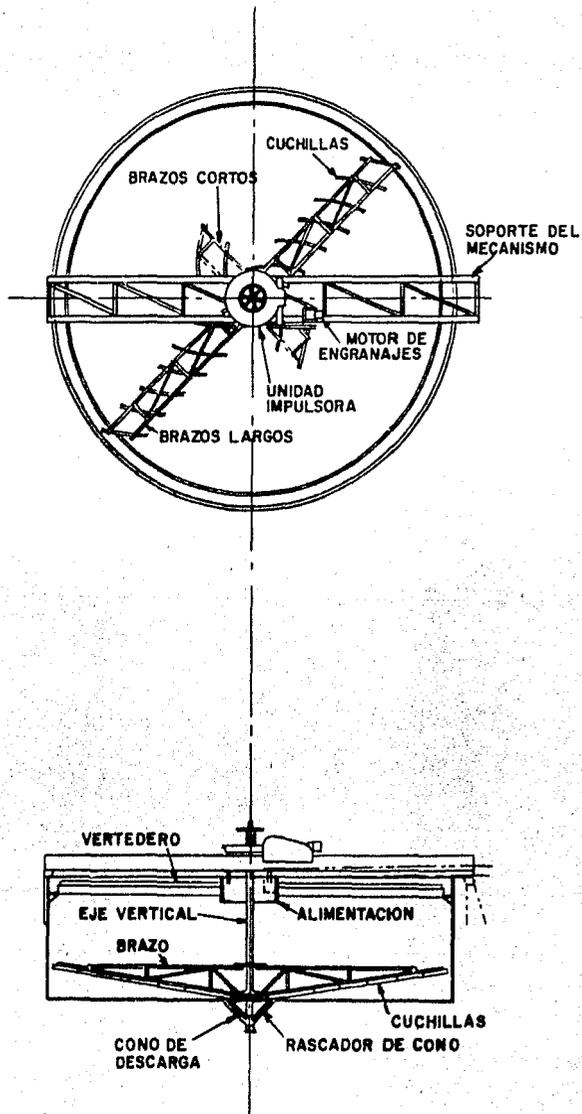


Fig. 7.21 Decantador

El asentamiento comienza en o cerca del fondo de la zona de clarificación (fig. 7.22.), teniendo ahí la corriente ascendente del agua una velocidad negligible.

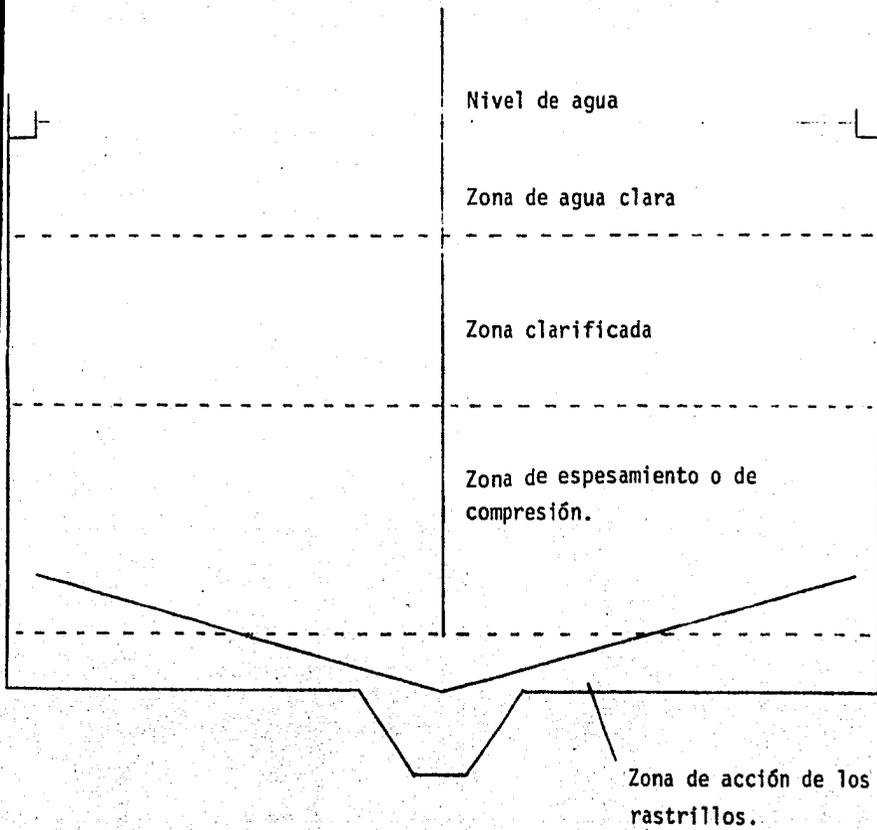


Fig. 7.22. Zonas de asentamiento en un espesador.

La pulpa rápidamente aumenta en densidad cuando las partículas se mueven hacia abajo a la zona de compresión, en donde el peso de los sólidos que bajan consolidan o compactan la masa inferior hasta que alcanza su densidad final - cuando llega a la zona inferior. Ahí, el mecanismo de los rastrillos mueve - gradualmente los sólidos asentados hacia el cono central de descarga. Los sólidos son retirados del cono por medio de una bomba de diafragma ajustable. - La carrera o velocidad de la bomba se regula de modo a conservar la capa de sólidos situada más arriba en la zona de compresión sin desprenderse hacia la zona de clarificación. Cuando la descarga es demasiado lenta, el nivel de esta capa se levanta reduciendo la profundidad a la que comienza la zona de clarificación, lo que puede ocasionar la salida de lamas por el derrame.

Estos espesadores son en general grandes, de 10 a 100 m de diámetro y de 2.5 a 3.5 m de profundidad (23). La velocidad de los rastrillos es de 1 revolución en 5 minutos e incluso a veces hasta 1 revolución cada 30 minutos.

El volumen de líquido claro producido por unidad de tiempo depende principalmente del área transversal disponible y generalmente es casi independiente de la profundidad del decantador.

Cálculo del decantador.

Según las pruebas hechas a nivel laboratorio (capítulo 4), la velocidad de decantación física, para una pulpa con una concentración de 60 g/l, es de 0.13 m/h.

La superficie unitaria de decantación se calcula mediante la fórmula de

Coe y Clavenger (3) :

$$S = \frac{f - d}{v}$$

donde : S = superficie unitaria de decantación, en m²/t-h

f = $\frac{\text{masa de líquido en la pulpa alimentada}}{\text{masa de sólido en la pulpa alimentada}}$

d = $\frac{\text{masa de líquido en los lodos}}{\text{masa de sólido en los lodos}}$

v = velocidad de decantación, en m/h

Los 60 gramos presentes en un litro de pulpa ocupan un volumen de :

$$\frac{60 \text{ g}}{2.65 \text{ g/ml}} = 22.64 \text{ ml}$$

El peso del líquido presente en un litro de pulpa es entonces :

$$1000 - 22.64 : 977.36 \text{ g}$$

La relación f es por lo tanto :

$$f = \frac{977.36}{60} = 16.29$$

Según las pruebas de decantación hechas a nivel laboratorio, los lodos espesados alcanzan una concentración de 296 g/l.

El peso de líquido en un litro de pulpa espesada es entonces :

$$1000 - \frac{296}{2.65} = 888.30 \text{ g}$$

La relación d es por lo tanto :

$$d = \frac{888.30}{296} = 3.00$$

La superficie unitaria es :

$$s = \frac{16.29 - 3.00}{0.13} = 102.23 \text{ m}^2/\text{t-h}$$

La superficie de decantación total se calcula mediante la siguiente fórmula (3) :

$$A = K \times S \times Q$$

donde : A = superficie en m^2

K = coeficiente de seguridad (1.2.)

S = superficie unitaria teórica en $\text{m}^2/\text{T-h}$

Q = flujo en la alimentación de sólidos en T/h

según el balance de materia, $Q = 8.85 \text{ T/h}$ (en producción "Flint").

$$A = 102.23 \times 1.2 \times 8.85$$

$$A = 1085.68 \text{ m}^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

$$D = 37.18 \text{ m}$$

Para obtener lodos con una concentración de 296 g/l, se necesita un tiempo de decantación de 24 horas (capítulo 4), por lo que la profundidad requerida del decantador es :

$$h = 0.13 \text{ m/h} \times 24 \text{ h} = 3.12 \text{ m}$$

Las dimensiones del decantador requerido son entonces 37 m de diámetro y 3 metros de profundidad media.

CAPITULO 8

RESUMEN

La arena sílica, la materia más importante para la fabricación de vidrio, - requiere cierta especificación de calidad, lo que motivó que en este trabajo se estudiaran las características de una arena proveniente de la región del Istmo en Veracruz, para poderla utilizar en la industria vidriera.

En el primer capítulo se presenta una síntesis de las propiedades más importantes de la sílice, incluyendo sus diferentes formas cristalinas y su origen - mineralógico; también se mencionan sus diferentes aplicaciones directas y sus usos como materia prima para la obtención de compuestos derivados del silicio.

El segundo capítulo presenta las diferentes normas de calidad establecidas -- por los productores así como las normas oficiales y la especificación requerida para la arena estudiada:

- granulometría : $P\% > 1.00 \text{ mm}$: 0 %
 $P\% > 630 \mu\text{m}$: 5 % máx.
 $P\% < 100 \mu\text{m}$: 5 % máx.
- análisis químico : Fe_2O_3 : 0.06 % máx.
 Al_2O_3 : 0.30 % máx.
 TiO_2 : 0.035 % máx.

Después de exponer la importancia de la explotación de estos yacimientos en México, se dan los resultados de las pruebas de caracterización y de purificación de la arena sílica. Tanto para el análisis granulométrico como para los análisis químicos, se describen las técnicas utilizadas mencionando el fundamento de cada una de ellas.

La arena bruta muestra una gran cantidad de partículas gruesas ($>630\mu\text{m}$) y de partículas finas ($<100\mu\text{m}$); el contenido de Fe_2O_3 , Al_2O_3 y TiO_2 es también muy elevado, por lo cual se efectúa una serie de pruebas para purificarla. Estas -- pruebas se realizan con una arena reconstituida en la fracción $100 - 630\mu\text{m}$ --- para simular las condiciones que se tienen a nivel industrial en donde los cortes granulométricos no son perfectos. Se realizan también pruebas de filtración y decantación para poder posteriormente dimensionar los equipos correspondientes. De esta parte experimental, se deduce que el proceso más adecuado es el de una flotación inversa de la arena sílica, seguida de una atrición con ácido -- sulfúrico. El producto final que se obtendría industrialmente tendría la composición química requerida, obteniéndose un rendimiento de 64.05 % en el caso de la arena para virio ambar y de 56.40 % para la arena tipo "flint".

Posteriormente se efectúa el desarrollo del proceso a nivel industrial, se selecciona el equipo y se propone un diagrama de flujo. Este consiste básicamente en una primera etapa de preparación física del mineral, en la cual éste es --- atricionado, cribado a $630\mu\text{m}$ y posteriormente deslamado por doble hidrocicloneo para eliminar los finos. En una segunda etapa, para producir arena calidad "flint", se efectúa una flotación inversa y una atrición con ácido. Después la pulpa es filtrada en un filtro continuo horizontal y secada en un secador rotatorio. El agua eliminada junto con el material fino se recupera por de

cantación.

A partir de este proceso se hace un balance de materia para una capacidad de 30 T/h de arena bruta y se dimensiona el equipo, estableciendo una secuencia de cálculo detallada, siempre acompañada de un planteamiento teórico explicando el principio de cada operación.

CAPITULO 9

CONCLUSIONES

- 1 - La arena sílica bruta no tiene la granulometría requerida para su uso en la fabricación de vidrio y contiene compuestos indeseables (Fe_2O_3 , Al_2O_3 y TiO_2) por lo que se desarrolló un proceso para purificarla.
- 2 - La investigación experimental llevada a cabo demostró que esta arena sí puede beneficiarse y obtenerse de la calidad deseada para ser utilizada en la fabricación tanto de vidrio ámbar como de vidrio claro.
- 3 - Las pruebas de purificación realizadas permitieron establecer el proceso más adecuado para beneficiar la arena.
- 4 - Este proceso consiste en una primera etapa de separaciones físicas en las que el material es atricionado para luego eliminar los granos gruesos ($> 630 \mu m$) y las partículas finas ($< 100 \mu m$). Para esto se seleccionó una criba plana inclinada y dos series de hidrociclónaje. En una segunda etapa se efectúa una flotación inversa y se realiza una atrición ácida para purificar la arena. Esta atrición, aunque tiene un alto costo debido al considerable consumo de ácido sulfúrico, permite alcanzar las normas requeridas para la arena tipo "flint". La última etapa del proceso consiste en filtrar la arena y secarla por medio de un filtro continuo horizontal y un secador rotatorio, respectivamente. Debido a la escasez de agua en la región se consideró también dentro del proceso, un espesamiento de los estériles para recuperar el agua y recircularla a la planta.

- 5 - Los criterios empleados para la selección del equipo y la metodología de cálculo seguida permiten que este trabajo pueda ser útil para el desarrollo de procesos de beneficio de minerales similares al estudiado.
- 6 - México posee yacimientos de arena sílica potencialmente rentables que no se han aprovechado; con este trabajo considero que se contribuyó, aunque sea en forma parcial, al conocimiento de la manera en la que deben ser explotados estos yacimientos y de las diferentes operaciones unitarias que intervienen en su proceso de beneficio.
- 7 - La industria vidriera se vería fuertemente favorecida al crearse nuevas plantas de arena sílica, con lo cual se evitarían las importaciones de esta materia prima e incluso su gran demanda permitiría poderla exportar, logrando así un ingreso de divisas.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Arnold, E. (ed.)
TABLAS DE VAPOR
Editado por Representaciones y Servicios de Ingeniería, S.A.
México (1970)
- 2.- Arterburn, R.A.
THE SIZING OF HYDROCYCLONES
Krebs Engineers
Menlo Park, California (1976)
- 3.- Baeza
ETUDE DE DECANTATION EN LABORATOIRE
Venot-Pic, S.A.
Avon (France), 1960
- 4.- Blazy, P.
LA VALORISATION DES MINERAIS
Presses Universitaires de France
Paris (1970)
- 5.- Consejo de Recursos Minerales
ANUARIO ESTADISTICO DE LA MINERIA MEXICANA - 1984
Editado por Consejo de Recursos Minerales
México (1985)
- 6.- Cotton, F.A., Wilkinson, F.R.S.
QUIMICA INORGANICA AVANZADA
2da. Edición
Limusa - Wiley
México (1976)

- 7.- Cyanamid (ed.)
MANUAL DE PRODUCTOS QUIMICOS PARA LA MINERIA
Publicación de Cyanamid de México, S.A. de C.V.
México (1970)
- 8.- Denver Equipment (ed.)
DEPURADORES POR FROTAMIENTO
Boletín No. ASM-1SP
Publicado por Denver Equipment Division
Denver, Colorado (U.S.A.)
- 9.- Denver Equipment (ed.)
MAQUINAS DE FLOTACION D-R
Boletín No. FL-2 SP
Publicado por Denver Equipment Division
Denver, Colorado (U.S.A.)
- 10.- F.C.B. (ed.)
NOTICE TECHNIQUE DE SECHEUR MONOTURBE
Fives-Cail Babcock - Departements Pic
Avon (France), 1983
- 11.- Foust, A.S., Wenzel, L.A., Clump, C.W., Mans, L., Andersen, L.B.
PRINCIPIO DE OPERACIONES UNITARIAS
Cia. Editorial Continental, S.A. de C.V.
México (1983)
- 12.- Gaudin, A.M.
PRINCIPLES OF MINERAL DRESSING
Mc Graw - Hill Book Company, Inc.
N.Y. (1939)
- 13.- Gluck, S.E.
"Vibrating Screens : Surface Selection and Capacity Calculation"
Chem. Eng., 72/179-184 (March 15, 1965)

- 14.- Goffinet, M., Lafosse, J.
ESSAIS DE COUPURE GRANULOMETRIQUE PAR HIDROCYCLONAGE
Fives-Cail Babcock - C.E.R.E.P.
Avon (France), 1981
- 15.- Hawley, G.G.
DICCIONARIO DE QUIMICA Y PRODUCTOS QUIMICOS
Editorial Omega
Barcelona (1975)
- 16.- Izard, J.
PHYSIQUE INDUSTRIELLE
3a. édition, Dunod
Parfs (1955)
- 17.- Jeffery, P.G.
CHEMICAL METHODS OF ROCK ANALYSIS
2nd. Edition
Pergamon Press
Oxford (1975)
- 18.- Kelly, E.G., SpottisWood, D.J.
INTRODUCTION TO MINERAL PROCESSING
John Wiley & Sons Inc.
N.Y. (1982)
- 19.- Kirk - Othmer
ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY
3rd Edition, Vol. 20
John Wiley & Sons Inc.
N.Y. (1982)

- 20.- Liceaga, G.M. del C., Tamayo, R.L.
CARACTERIZACION DE UNA ARENA SILICA PARA SU USO EN LA
INDUSTRIA DE LA FUNDICION
Tesis UNAM
México (1980)
- 21.- Lefond, J.S. (ed.)
INDUSTRIAL MINERALS AND ROCKS
5th Edition (vol. 2)
Published by the Society of Mining Engineers of the AIME
N.Y. (1983)
- 22.- Liptrot, G.F.
QUIMICA INORGANICA MODERNA
Compañía Editorial Continental, S.A.
México (1974)
- 23.- Mc Cabe, W.L., Smith, J.C.
OPERACIONES BASICAS DE INGENIERIA QUIMICA
Editorial Reverté, S.A.
Barcelona (1969)
- 24.- M.P.M.
ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DE ARENA SILICEA Y FELDESPATO
Materias Primas Monterrey, S.A.
México (1986)
- 25.- Maxwell, J.A.
ROCK AND MINERAL ANALYSIS
Interscience Publishers
N.Y. (1968)
- 26.- Moeller, T.
QUIMICA INORGANICA
Ed. Reverté
Barcelona (1961)

- 27.- Pages, L.R.
ESTUDIO DEL SECADO DE ACIDO ACETILSALISILICO EN UN SECADOR
ROTATORIO
Tesis, Universidad Iberoamericana
México (1972)
- 28.- Perry, R.H., Chilton, C.H. (eds.)
CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK
5th edition
Mc Graw Hill International Book Company
N.Y. (1973)
- 29.- Rabone, P.
CONCENTRACION DE MINERALES POR FLOTACION
Cuarta Edición
Editado por la Comisión de Fomento Minero
México (1975)
- 30.- Sandell, E.B.
COLORIMETRIC DETERMINATION OF TRACE METALS
Interscience Publishers
N.Y. (1950)
- 31.- S.P.P.
ESCENARIOS ECONOMICOS DE MEXICO 1981-1985
Editado por la Secretaría de Programación y Presupuesto
México (1981)
- 32.- Taggart, A.F.
HANDBOOK OF MINERAL DRESSING
John Wiley & Sons Inc.
N.Y. (1945)

- 33.- Telas y Cribas Industriales, S.A. de C.V.
"TELAS DE ALAMBRE"
Catálogo de Telas y Cribas Industriales, S.A. de C.V.
México (1986)
- 34.- Treybal, R.E.
OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA
Segunda Edición
Mc Graw-Hill de México, S.A. de C.V.
México (1980)
- 35.- Van Thoor, T.J.W. (ed.)
MATERIALS AND TECHNOLOGY
Vol. II : Non metallic Ores, Silicate Industries and solid mineral Fuels
Longman/J.H. de Bussy
London (1971)
- 36.- Wills, B.A.
MINERAL PROCESSING TECHNOLOGY
Pergamon Press, Ltd
Oxford (1979)
- 37.- Worral, W.
CLAYS AND CERAMICS RAW MATERIALS
Applied Science Publishers
London (1975)